



**SKRIPSI – ME141501**

**ANALISIS PENJADWALAN PROGRAM INSPEKSI *PRESSURE RELIEF DEVICE*  
(PRD) DENGAN METODE *RISK BASED INSPECTION* API 581 PADA *CENTRAL  
PROCESSING PLANT* SISTEM *PRODUCTION GAS SEPARATOR***

MUHAMMAD SAIFULLOH  
NRP. 04211440000078

Dosen Pembimbing :  
Ir. Dwi Priyanta, M.SE  
Nurhadi Siswanto, ST.,MT.

DEPARTEMEN TEKNIK SISTEM PERKAPALAN  
Fakultas Teknologi Kelautan  
Institut Teknologi Sepuluh Nopember  
Surabaya  
2018

*"Halaman ini sengaja dikosongkan"*



**BACHELOR THESIS – ME141501**

**SCHEDULING INSPECTION PROGRAM ANALYSIS OF PRESSURE RELIEF  
DEVICE (PRD) WITH RISK BASED INSPECTION METHOD API 581 ON  
CENTRAL PROCESSING PLANT PRODUCTION GAS SEPARATOR SYSTEM**

MUHAMMAD SAIFULLOH  
NRP. 04211440000078

Supervisor :  
Ir. Dwi Priyanta, M.SE  
Nurhadi Siswanto, ST.,MT.

DEPARTEMEN TEKNIK SISTEM PERKAPALAN  
Fakultas Teknologi Kelautan  
Institut Teknologi Sepuluh Nopember  
Surabaya  
2018

*"Halaman ini sengaja dikosongkan"*

## **LEMBAR PENGESAHAN**

### **ANALISIS PENJADWALAN PROGRAM INSPEKSI *PRESSURE RELIEF DEVICE (PRD)* DENGAN METODE *RISK BASED INSPECTION API 581* PADA *CENTRAL PROCESSING PLANT* SISTEM *PRODUCTION GAS SEPARATOR***

#### **SKRIPSI**

Diajukan Untuk Memenuhi Salah Satu Syarat  
Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Pada  
Bidang studi *Marine Operation and Maintenance*  
(MOM)

Program Studi S-1 Teknik Sistem Perkapalan  
Fakultas Teknologi Kelautan  
Institut Teknologi Sepuluh Nopember

Oleh :

**MUHAMMAD SAIFULLOH**

NRP. 04211440000078

Disetujui Oleh Pembimbing Tugas Akhir :

Ir. Dwi Priyanta, M.SE.

NIP. 196807031994021001

Nurhadi Siswantoro, ST., MT.

NIP. 19922017111049



SURABAYA

JULI, 2018

*"Halaman ini sengaja dikosongkan"*

## LEMBAR PENGESAHAN

# **ANALISIS PENJADWALAN PROGRAM INSPEKSI *PRESSURE RELIEF DEVICE* (PRD) DENGAN METODE *RISK BASED INSPECTION* API 581 PADA *CENTRAL PROCESSING PLANT* SISTEM *PRODUCTION GAS SEPARATOR***

## SKRIPSI

Diajukan Untuk Memenuhi Salah Satu Syarat  
Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Pada  
Bidang studi *Marine Operation and Maintenance*  
(MOM)  
Program Studi Teknik Sistem Perkapalan  
Fakultas Teknologi Kelautan  
Institut Teknologi Sepuluh Nopember

Oleh :

**MUHAMMAD SAIFULLOH**

NRP. 04211440000078

Disetujui Oleh Ketua Departemen Teknik Sistem Perkapalan :



**DR. Eng. M. Badruz Zaman, ST., MT.**  
NIP. 197708022008011007

SURABAYA  
JULI, 2018

*"Halaman ini sengaja dikosongkan"*



# **ANALISIS PENJADWALAN PROGRAM INSPEKSI *PRESSURE RELIEF DEVICE* (PRD) DENGAN METODE *RISK BASED INSPECTION* API 581 PADA *CENTRAL PROCESSING PLANT* SISTEM *PRODUCTION GAS SEPARATOR***

Nama Mahasiswa : Muhammad Saifulloh  
NRP : 04211440000078  
Departemen : Teknik Sistem Perkapalan FTK-ITS  
Dosen Pembimbing : Ir. Dwi Priyanta, M.SE.  
Nurhadi Siswantoro, ST.,MT.

## **Abstrak**

Dalam industri pengolahan minyak dan gas bumi, keselamatan kerja merupakan hal pokok yang perlu dipenuhi dalam aspek produksi. Hal ini tidak terlepas dari karakter minyak dan gas bumi sendiri yang memiliki sifat bertekanan tinggi dan mudah meledak sehingga apabila terjadi kegagalan pada sistem maka akan berdampak buruk pada manusia, lingkungan maupun kegiatan operasi itu sendiri. Untuk mengurangi kegagalan dipasanglah suatu sistem pengaman berupa pengaplikasian *pressure relief device* (PRD). *Pressure Relief Device* berfungsi untuk mengontrol dan membatasi tekanan dengan cara mengarahkan aliran kedalam jalur tambahan. Dalam proses pemurnian minyak dan gas bumi pengaplikasian PRD sendiri terdapat pada sistem *production gas separator*. Namun, berdasarkan API 581 , PRD juga memiliki risiko kegagalan sehingga setiap perusahaan minyak dan gas bumi perlu melakukan inspeksi secara rutin guna menjamin keandalan dari PRD. Program inspeksi dan penjadwalan inspeksi yang tepat dan akurat diperlukan guna menjamin keselamatan pegawai, pengamanan terhadap *plant*, serta mengoptimalkan biaya inspeksi. Salah satu pendekatan untuk mengevaluasi kritikal dari PRD untuk mengatur program inspeksi dan penjadwalannya adalah dengan menggunakan metode *Risk Based Inspection* (RBI). RBI merupakan sebuah pendekatan sistematis tentang metode pengelolaan inspeksi terhadap peralatan atau unit kerja yang didasarkan kepada tingkat risiko yang dimiliki oleh peralatan atau unit kerja tersebut. Penilaian risiko untuk PRD sistem *Production Gas Separator* didasarkan pada API RP 581 edisi ketiga. Setelah mengetahui tingkat risiko yang ada maka dievaluasi terhadap risiko tersebut. Risiko yang masih masih diterima

bisa dijadikan acuan untuk menentukan waktu inspeksi berikutnya sampai mencapai *risk target*. Sedangkan, Risiko yang tidak diterima harus segera dilakukan inspeksi setelah dilakukan analisis RBI.

Kata kunci : *pressure relief device, production gas separator, inspeksi, risiko, risk based inspection.*

# **ANALISIS PENJADWALAN PROGRAM INSPEKSI *PRESSURE RELIEF DEVICE* (PRD) DENGAN METODE *RISK BASED INSPECTION* API 581 PADA *CENTRAL PROCESSING PLANT* SISTEM *PRODUCTION GAS SEPARATOR***

Name : Muhammad Saifulloh  
NRP : 04211440000078  
Departement : Teknik Sistem Perkapalan FTK-ITS  
Supervisor : Ir. Dwi Priyanta, M.SE.  
Nurhadi Siswantoro, ST.,MT.

## ***Abstrack***

*In the oil and gas processing industry, work safety is the main thing that needs to be met in the production aspect. It is inseparable from the character of oil and natural gas itself which has high pressure and explosive properties. So that if there is a failure in the system it will have an adverse impact on humans, the environment, and operations itself. To reduce the failure instilled a security system in the form of applying the pressure relief device (PRD). Pressure relief device serves to control and limit the pressure by directing the flow into an additional path. In the process of purification of oil and gas application of PRD, many of them are found in production gas separator system. However, based on API 581, the PRD also has a risk of failure that every oil and gas company needs to conduct regular inspections to ensure the reliability of PRD. An accurate and proper of inspection planning is required to ensure employee safety, plant safety, and optimize inspection cost. One approach to evaluating critically the PRDs for arranging and scheduling programs is to use the risk-based inspection (RBI) method. The RBI is the systematic approach to the method of inspection management of equipment or work unit based on the level of risk that the equipment or work units. Risk assessment for production gas separator system's PRD has based on API RP 581 third edition. After knowing the level of risk for PRD, the risk needs to be evaluated. For acceptable risk, it can be used as a reference to determine the next inspection until risk target. Meanwhile, unacceptable risk should be inspected immediately after RBI analysis.*

*Key word : pressure relief device, production gas separator, inspection, risk, risk based inspection.*

*"Halaman ini sengaja dikosongkan"*

## KATA PENGANTAR

Alhamdulillah, Segala puji syukur kami panjatkan ke hadirat Tuhan Yang Maha Esa, karena atas ridha dan rahmat-Nya skripsi dengan judul “ Analilis Penjadwalan Program Inspeksi *Pressure Relief Device* (PRD) dengan Metode *Risk Based Inspection* API 581 pada *Central Processing Plant* Sistem *Production Gas Separator*” ini dapat diselesaikan tepat waktu meski dengan keterbatasan waktu, pemikiran dan pengetahuan dari penulis.

Skripsi ini disusun sebagai salah satu syarat untuk mendapatkan gelar Sarjana Teknik di Departemen Teknik Sistem Perkapalan Fakultas Teknologi Kelautan Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya.

Selama proses penyusunan skripsi ini penulis mendapat dukungan dalam bentuk moril maupun material dari berbagai pihak, sehingga penulis mengucapkan terima kasih khususnya kepada :

1. Allah SWT yang telah memberikan rahmat, hidayah dan segala bentuk rejeki sehingga penulis dapat menyelesaikan skripsi ini dengan baik.
2. Kedua orang tua yang sangat penulis sayangi, Bapak Alip dan Ibu Marhamah yang tidak ada hentinya mendoakan untuk kesuksesan anak-anaknya. penulis berterima kasih dan sekaligus meminta maaf kepada kedua orang tua, karena demi melihat anaknya sukses di dunia dan akhirat, banyak pengorbanan dan kasih sayang yang diberikan kepada penulis. Semoga dengan ilmu ini penulis bisa membahagiakan, membanggakan, dan mengangkat derajat kedua orang tua. serta adik saya Maulana Parizki yang selalu menjadi teman curhat dalam setiap masalah penulis.
3. Bapak Ir. Dwi Priyanta, M.SE. selaku dosen pembimbing utama yang telah bersedia membimbing penulis, Memberikan pengarahan, motivasi serta saran dalam menyelesaikan skripsi ini dan juga memberikan pengalaman dan nasihat yang mampu mengubah penulis menjadi sosok yang lebih baik.
4. Bapak Nurhadi Siswantoro, ST., MT. selaku dosen pembimbing kedua yang telah bersedia membimbing, memberikan arahan, dan sekaligus menjadi kakak yang sangat menginspirasi bagi penulis.

5. Tim Penguji bidang MOM Bapak Dr. Eng Muhammad Badrus Zaman, ST., MT , Bapak Ir. Hari Prastowo, M.Sc. dan Bapak Dr. Trika Pitana, ST., M.Sc. yang telah memberikan masukan dalam pengerjaan skripsi ini. Selama 4 (empat) tahun berinteraksi dengan mereka, sangat membuka cakrawala ilmu pengetahuan penulis dibidang *marine engineering*. Lebih dari itu, Motivasi dan cerita lucu mereka membuat siapa saja betah menjadi keluarga SISKAL.
6. Mas Wildan Irfansyah serta Pak Fuad selaku senior di SISKAL dan Office EPC yang selalu memberikan jalan keluar untuk setiap kesulitan selama penulis mengalami kesulitan dalam pengerjaan skripsi ini. Serta pemikiran "konyolNya" yang membuat penulis harus mikir 2 atau 3 kali.
7. Teman-teman Mercusuar'14 yang "yiiiii bareng" dalam menjalani masa perkuliahan di Departemen Teknik Sistem Perkapalan.
8. Rekan-rekan sesama pejuang skripsi bidang MOM semester genap 2017/2018, Nikita, mas Didit 2013, Alvis, pak Lurah lab. MOM , dan lainnya yang saling memberikan semangat dan kekhawatirannya saat sidang P1,P2 dan P3.
9. Sahabat officer 2014, Andri Indriawan, Mochammad Soleh dan Safira Chika N.I. yang menjadi teman seperjuangan di office EPC Surabaya. Semoga tali silaturahmi tidak pernah terpisah, serta kita bisa menceritakan kisah sukses kita masing-masing nantinya. dan semoga yang dulu pernah "cinlok" bisa kembali lagi. amiiin.
10. Rekan-rekan dan adik-adik Office EPC, mbak Sofi, Linggar, Babrek, Suka, Yono, Lord, Asep, Jamal, Curut mbem, triska, Nina, Teguh dan Afa "sing nggateli" membuat penulis sering marah-marah namun selalu memberikan tempat ternyaman untuk penulis bisa mengerjakan skripsi hingga selesai. "*Suwun banget rek wes gelem tak repoti*".
11. "*Konco-Konco kosan KG 87 in the kost*", Adi, David, Bahrul, Bibeh, Alam, Jangka, Ikbar dan wafiq yang memberikan "*banyolan, bahan dan gosip*" yang membuat penulis sejenak menghilangkan penat di fikiran selama mengerjakan skripsi.
12. Teman-teman Satwika ITS REA REO yang menjadi temen seperjuangan penulis dari mulai mahasiswa baru sampai sekarang dengan prestasi masing-masing yang selalu membuat penulis iri. "*Tak tunggu undanganmu rek*".

13. Istri masa depan yang saat ini tidak tau siapa, dimana dan sedang apa.  
Yang keberadaannya telah tertulis di Lauhul Mahfudz yang membuat penulis termotivasi untuk segera menyelesaikan tugas akhir ini.
14. Semua pihak yang tidak dapat penulis sebutkan satu persatu.

Penulis Menyadari sepenuhnya bahwa skripsi yang dikerjakan masih jauh dari kata sempurna, sehingga mengharapkan saran, masukan dan koreksi yang bersifat membangun demi kesempurnaan ilmu yang telah diperoleh di departemen Teknik Sitem Perkapalan. Akhirnya penulis berharap semoga skripsi ini bermanfaat bagi pembaca.

Surabaya, Juli 2018

*"Halaman ini sengaja dikosongkan"*



## DAFTAR ISI

DAFTAR ISI .....	xvii
DAFTAR GAMBAR.....	xx
DAFTAR TABEL.....	xxi
BAB I PENDAHULUAN .....	1
1.1. Latar Belakang.....	1
1.2. Perumusan Masalah.....	2
1.3. Batasan Masalah.....	2
1.4. Tujuan.....	2
1.5. Keluaran Penelitian.....	3
1.6. Manfaat.....	3
BAB II TINJAUAN PUSTAKA .....	5
2.1. Ikhtisar Permasalahan.....	5
2.2. Pressure Relief Device .....	10
2.3. <i>Central Processing Plant (CCP) Sistem Production Gas Separator</i> .....	18
2.3.1. <i>Production Manifold</i> .....	18
2.3.2. <i>Production Header</i> .....	19
2.3.3. <i>Production Cooler</i> .....	19
2.3.4. <i>Production Separator</i> .....	19
2.3.5. <i>Production Filter Coalescer</i> .....	20
2.4. Peraturan Pengolahan Minyak dan Gas Bumi Di Indonesia .....	21
2.4.1. Undang-undang Nomor I Tahun 1970.....	21
2.4.2. Peraturan Pemerintah No. 11 Tahun 1979 .....	21
2.4.3. Peraturan Menteri Energi dan Sumber Daya Mineral Republik Indonesia Nomor 38 Tahun 2017.....	22
2.5. Konsep Risiko.....	23
2.5.1. Risk Anatomy.....	23

2.5.2. <i>Risk Prevention Model</i> .....	24
2.5.3. <i>Risk Respond</i> .....	25
2.6. Risk Based Inspection.....	26
2.6.1. Definisi Risk Based Inspection.....	26
2.6.2. Keuntungan RBI.....	27
2.6.3. Batasan RBI.....	28
2.6.4. RBI Untuk Pressure Relief Device.....	28
2.7. American Petroleum Institution (API).....	29
2.7.1. API Recommended Practice 580.....	30
2.7.2. API Recommended Practice 581 .....	31
2.8. Perhitungan Probabilitas.....	32
2.8.1. Perhitungan Probabilitas Kegagalan Membuka.....	32
2.8.2. Perhitungan Probabilitas Kebocoran.....	35
2.9. <i>Consequence of Failure</i> .....	36
2.10. <i>Risk Ranking</i> .....	47
2.11. <i>Inspection Planning</i> .....	49
2.11.1 <i>Shop Inspection/Overhaul</i> .....	52
2.11.2 <i>Visual On-stream Inspection</i> .....	57
BAB III METODOLOGI PENELITIAN .....	59
3.1. Gambaran Umum.....	59
3.3. Pengumpulan Data dan Informasi.....	61
3.4. Pengerjaan Tahap Awal RBI .....	63
3.4.1. Pemilihan Tipe PRD.....	63
3.4.2. Menentukan Tingkat Bahaya Fluida yang Beroperasi.....	63
3.4.3. Menentukan penyebab terjadinya tekanan berlebih.....	63
3.4.4. Menentukan peralatan yang Dilindungi .....	64
3.4.5. Memasukan Histori Inspeksi terhadap PRD .....	64

3.4.	<i>Analisis Probability FAIL &amp; LEAK</i> .....	64
3.5.	<i>Analisis Consequences FAIL &amp; LEAK</i> .....	66
3.6.	Penentuan Level Risiko .....	67
3.7.	<i>Inspection Planning</i> .....	67
3.8.	Kesimpulan dan Saran .....	68
BAB IV ANALISIS DATA DAN PEMBAHASAN.....		69
4.1.	DATA PRD .....	69
4.2.	Data Komposisi Fluida.....	75
4.3.	Analisis Risiko .....	75
4.3.1.	Analisis Probabilitas PRD gagal membuka PSV-0001A.....	76
4.3.2.	Analisis Probabilitas PRD <i>LEAK</i> .....	82
4.3.3.	Analisis Konsekuensi area kegagalan PRD .....	87
4.3.4.	Penentuan tingkat risiko pada PRD sistem production gas separator 106	
4.4.	<i>Inspection Planning</i> .....	110
BAB V KESIMPULAN DAN SARAN.....		113
5.1.	Kesimpulan .....	113
5.2.	Saran .....	114
DAFTAR PUSTAKA .....		115

## DAFTAR GAMBAR

Gambar 2 1 Water heater explosion at Avon School .....	7
Gambar 2 2 T&P pressure relief valve after explosion .....	7
Gambar 2 3 Digester system explosion in Kaiser.....	8
Gambar 2 4 An air receiver tank explosion.....	9
Gambar 2 5 Diagram jenis PRD .....	10
Gambar 2 6 Jenis Reclosing type PRD.....	11
Gambar 2 7 Pressure relief valve.....	12
Gambar 2 8 sectional view dari conventional pressure relief valve.....	14
Gambar 2 9 pilot-operated pressure relief valve .....	16
Gambar 2 10 Balanced bellows pressure relief valve .....	17
Gambar 2 11 Separator .....	20
Gambar 2 12 Risk Anatomi .....	24
Gambar 2 13 Risk Prevention Model.....	24
Gambar 2 14 Balance Risk Matrix.....	48
Gambar 2 15 Example Iso-Risk plot for Area Concequence.....	49
 Gambar 3. 1 Flowchart pengerjaan tugas akhir .....	 59
Gambar 3. 2 PRD RBI Methodology .....	62
 Gambar 4. 1 Risiko saat ini PSV-0001A.....	 106
Gambar 4. 2 Risiko saat ini PSV-1101A/B/C.....	107
Gambar 4. 3 Risiko saat ini PSV-1102A.....	108
Gambar 4. 4 Risiko saat ini PSV-1105A.....	109
Gambar 4. 5 Risiko saat ini PSV-1105B .....	110
Gambar 4. 6 kurva perbandingan approximation risk dan risk target.....	111

## DAFTAR TABEL

Tabel 2. 1 hubungan antara nilai Probability of Failure dan Area based Consequence of Failure.....	47
Tabel 2. 2 Kategori Inspection Effectiveness .....	50
Tabel 2. 3 kategori PRD inspection effectiveness. ....	51
 Tabel 3. 1 Hasil studi literatur.....	 60
 Tabel 4. 1 Data Pressure Relief Device PSV-0001A.....	 70
Tabel 4. 2 Data Pressure Relief Device PSV-1101A/B/C.....	71
Tabel 4. 3 Data Pressure Relief Device PSV-1102A.....	72
Tabel 4. 4 Data Pressure Relief Device PSV-1105A/B.....	73
Tabel 4. 5 Kandungan fluida pada sistem Production gas separator .....	75
Tabel 4. 6 data operational fluida pada sistem Production gas separator.....	75
Tabel 4. 7 Rangkuman perhitungan risiko PSV-0001A .....	102

*"Halaman ini sengaja dikosongkan"*

# **BAB I**

## **PENDAHULUAN**

### **1.1. Latar Belakang**

Dalam industri minyak dan gas bumi, keselamatan kerja merupakan hal pokok yang perlu dipenuhi dalam aspek produksi. Hal ini tidak terlepas dari karakter minyak dan gas bumi sendiri yang memiliki sifat bertekanan tinggi dan mudah meledak sehingga apabila terjadi kegagalan akan timbul masalah baru yang akan berdampak pada manusia, lingkungan maupun kegiatan operasi itu sendiri. salah satu cara untuk mengurangi kegagalan akibat tekanan yang berlebih dipasanglah sistem pengaman berupa pengaplikasian *Pressure Relief Device* (PRD). PRD merupakan perangkat pengaman yang berfungsi untuk mengontrol dan membatasi tekanan dengan cara mengarahkan aliran bertekanan menjauh dari sistem utama menuju sistem sendiri .

Pressure relief device bisa saja gagal untuk merilis *over pressure* bahkan bisa menyebabkan kegagalan pada perangkat yang dilindungi. Berdasarkan *America Petroleum Institute Recommended Practice* 581 terdapat 2 model kegagalan yang bisa terjadi pada PRD:

1. *Fail to Open* (FAIL)
  - Macet atau gagal terbuka
  - Device hanya terbuka sebagian
  - Device terbuka diatas tekanan yang ditentukan
2. *Leakage Failure* ( LEAK)
  - Kebocoran perangkat sebelumnya
  - Device terbuka lebih awal
  - Device macet untuk terbuka

Mengingat pentingnya kegunaan dari PRD serta merupakan equipment yang tidak terlepas dari risiko kegagalan, maka melalui peraturan pemerintah no.11 Tahun 1979 yang mengatur mengenai keselamatan kerja pada permunian dan pengolahan minyak dan gas bumi. Pada Bab IV pasal 14 dan pasal 15 membahas mengenai penggunaan dan program inspeksi yang harus dilakukan guna mencegah kemungkinan bahaya-bahaya yang dapat terjadi selama proses pengolahan minyak bumi. Peraturan ini mengikat setiap perusahaan yang bergerak dalam bidang industri pen

olahan minyak dan gas bumi harus melakukan inspeksi terhadap setiap equipment yang dimiliki termasuk pada PRD. Hal ini berguna menjamin keberhasilan serta keselamatan di dalam area kerja. Setiap perusahaan memiliki program dan penjadwalan inspeksi sendiri terhadap asset perusahaan. Namun ada kalanya program inspeksi yang mereka terapkan dirasa belum maksimal sehingga mereka mencari metode inspeksi yang tepat dan efektif guna menekan biaya inspeksi dan perawatan.

## 1.2. Perumusan Masalah

Dari uraian diatas maka permasalahan utama yang akan dibahas adalah sebagai berikut :

1. Bagaimana menghitung *probability and consequence of failure* (FAIL) pada peralatan *pressure relief device* (PRD) dengan menggunakan metode *risk based inspection* ?
2. Bagaimana menghitung *probability and consequence of leakage* (LEAK) pada peralatan *pressure relief device* (PRD) dengan menggunakan metode *risk based inspection* ?
3. Bagaimana *Risk Analysis* dari PRD dengan menggunakan metode RBI?
4. Bagaimana menentukan *Inspection Planning* yang sesuai dengan kondisi tingkat *pressure relief device* tersebut ?

## 1.3. Batasan Masalah

1. *Pressure relief device* yang dilakukan penelitian adalah milik salah satu perusahaan minyak dan gas bumi di Indonesia pada *sistem production gas separator*
2. Analisis berbasis keandalan *pressure relief device* ini berpedoman pada code API RBI 581

## 1.4. Tujuan

Penulisan tugas akhir ini bertujuan untuk :

1. Menentukan *probability and consequence of failure* (FAIL) pada PRD dengan menggunakan metode *risk based inspection*.
2. Menentukan *probability and consequence of leakage* (LEAK) pada PRD dengan menggunakan metode *risk based inspection*
3. Menentukan level risiko *pressure relief device* dengan menggunakan metode *risk based inspection*



4. Menentukan jenis dan interval waktu inspeksi *pressure relief device* dengan menggunakan metode *risk based inspection*

#### **1.5. Keluaran Penelitian**

*Spreadsheet modelling* perhitungan penjadwalan inspeksi PRD sesuai API 581

#### **1.6. Manfaat**

Dapat digunakan sebagai acuan bagi perusahaan dalam menentukan jenis program dan interval *inspeksi/testing* pada *pressure relief device*.

*"Halaman ini sengaja dikosongkan"*

## BAB II

### TINJAUAN PUSTAKA

#### 2.1. Ikhtisar Permasalahan

Dalam industri minyak dan gas bumi, keselamatan kerja merupakan hal pokok yang perlu dipenuhi dalam aspek produksi. Hal ini tidak terlepas dari karakter minyak dan gas bumi sendiri yang memiliki sifat bertekanan tinggi dan mudah meledak sehingga apabila terjadi kegagalan akan timbul masalah baru yang akan berdampak pada manusia, lingkungan maupun kegiatan operasi itu sendiri.

Terdapat empat kemungkinan yang dapat menyebabkan terjadinya kelebihan tekanan dalam suatu proses yaitu<sup>1</sup> :

- a. Kenaikan *input* produk seperti :
  - Kegagalan dan membukanya control valve upsteam suatu vessel.
  - Kekeliruan atau ketidaksengajaan sehingga valve membuka dibagian upsteam suatu vessel
- b. Penurunan *Output* produk seperti :
  - Kegagalan dan menutupnya *control valve* yang terletak di bagian *downstream* sebuah vessel
  - Kekeliruan atau ketidaksengajaan menutup valve yang terletak di *downstream* sebuah vessel
  - Kegagalan kompresor yang terpasang di bagian *downstream* sebuah vessel
  - Kegagalan pompa yang terpasang di *downstream*, sebuah vessel
- c. Kenaikkan *input* bahan seperti;
  - Kegagalan suatu valve untuk menutup bahan bakar ke *-fired heater*
  - Kenaikkan pemindahan panas karena kenaikan beda suhu di dalam sebuah *reboiler*
  - Kebakaran yang terjadi sekitar sebuah vessel
- d. Penurunan penghilangan panas seperti;
  - Kegagalan air pendingin
  - Kegagalan condenser udara
  - Kegagalan sirkulasi aliran penghilang panas

---

<sup>1</sup>Hendra,Maulana. 2010. ANALISIS Penerapan Metode RBI dalam Pemeriksaan Keselamatan Kerja pada Industri MIGAS . Salambe : ITS

Salah satu cara untuk mengurangi kegagalan akibat tekanan yang berlebih dipasanglah sistem pengaman berupa pengaplikasian *Pressure Relief Device* (PRD). PRD merupakan perangkat pengaman yang berfungsi untuk mengontrol dan membatasi tekanan dengan cara mengarahkan aliran bertekanan menjauh dari sistem utama menuju sistem sendiri seperti Flare system. Cara kerja dari PRD adalah apabila tekanan inlet valve melebihi dari set pressure maka valve akan membuka jalur alternative/buangan untuk mengalirkan/mengalihkan tekanan tersebut.

Pressure relief device bisa saja gagal untuk merilis *overpressure* bahkan bisa menyebabkan kegagalan pada perangkat yang dilindungi. Berdasarkan *America Petroleum Institute Recommended Practice* 581 terdapat 2 model kegagalan yang bisa terjadi pada PRD<sup>2</sup> :

1. *Fail to Open* (FAIL)
  - Macet atau gagal terbuka
  - Device hanya terbuka sebagian
  - Device terbuka diatas tekanan yang ditentukan ( diatas 1.3 kali dari tekanan yang telah ditetapkan)
2. *Leakage Failure* ( LEAK)
  - Kebocoran perangkat sebelumnya
  - Device terbuka lebih awal
  - Device macet untuk terbuka

Beberapa kegagalan peralatan yang terjadi akibat PRD gagal menjalankan tugasnya diantaranya<sup>3</sup> :

a. *Boiler Accidents*

Beberapa kecelakaan boiler terjadi tiap tahunnya . namun yang menjadi penyebab utamanya adalah kegagalan *pressure relief device*.

1. Ledakan Pemanas Air pada Avon High School

Pada hari kamis, 11 Mei 2000, sekitar pukul 06.05 pagi . terjadi ledakan pemanas air yang bersifat *cathastropic explotion* mengakibatkan kerusakan serius pada dinding dan area sekitar. Kegagalan ini diakibatkan karena dinding boiler yang mengalami penipisan dan terjadi kebocoran. Sehingga timbul kondisi

---

<sup>2</sup> API RP 581. April. 2016. Risk-Based Inspection Technology, 3nd edition. Washington, D.C:API Publishing Services

<sup>3</sup> Malek, Mohammad. 2006. Pressure Relief Device . USA. McGraw-hill Company,inc

abnormal, suhu air di bejana melebihi 212° F membuat air berubah menjadi uap. *Relief valve* yang dipasang seharusnya bisa mencegah bejana dari mencapai tekanan dan suhu yang berlebih. Pada pengujian ditentukan bahwa katup relief valve gagal beroperasi. Dari pengujian tersebut diketahui bahwa valve yang di set pada tekanan 150 psi baru bisa bekerja pada tekanan 184 psi.



*Gambar 2 1 Water heater explosion at Avon School*

(sumber : Pressure relief device)

2. Ledakan Boiler pada Ford Motor Rouge Complex  
Merupakan salah satu ledakan terbesar yang terjadi di Michigan. Ledakan menewaskan 6 orang dan luka-luka 14 orang. Pada 1 Feb 1999, pukul 1 siang terjadi ledakan pembangkit listrik di perusahaan bersama Ford motor company dan Rouge steel.



*Gambar 2 2 T&P pressure relief valve after explosion*

(sumber : Pressure relief device)

Laporan investigasi menyimpulkan bahwa ledakan tersebut disebabkan oleh penumpukan gas alam di boiler no. 6 . Penumpukan tersebut akibat dari control yang tidak memadai dari pengaman keselamatan.

*b. Pressure Vessel Accident*

*1. Digester Accident at Kaiser Alumina Plant*

Pada hari Senin, 5 juli 1999, sekitar pukul 05.00 pagi, sebuah ledakan terjadi di Gramecy Work Alumina. Sebanyak 29 orang terluka akibat ledakan tersebut. Laporan Investigasi yang diajukan oleh *Mine Safety and Health Administration* (MSHA) menyimpulkan bahwa penyebab ledakan adalah tekanan yang berlebihan dibeberapa daerah tercemar akibat sistem *relief valve* gagal mengendalikan tekanan.

*2. Air Tank Accident*

Air Tank digunakan dibengkel kecil dan pabrik industri besar untuk berbagai kebutuhan udara bertekanan rendah. Baru-baru ini sebuah tangki penerima udara dari unit udara bertekanan meledak di sebuah lokakarya pemukulan panel di Australia. Kecelakaan itu menyebabkan kerusakan material. Alasan kegagalan diyakini tidak berfungsinya *safety device* dan lemahnya tanki.



*Gambar 2 3 Digester system explosion in Kaiser*  
(sumber : Pressure relief device)



*Gambar 2 4 An air receiver tank explosion*

(sumber : Pressure relief device)

Dikarenakan Industri pengolahan minyak dan gas bumi memiliki tingkat risiko yang berbahaya maka dikeluarkanlah Undang undang No. 1 tahun 1970 yang mengatur tentang keselamatan kerja bagi tenaga pengelola usaha minyak dan gas bumi dimana pekerja berhak mendapat perlindungan atas keselamatan dalam melakukan kerja. Aturan itu diperkuat dengan Peraturan Pemerintah No. 11 Tahun 1979 yang mengatur mengenai keselamatan kerja pada permunian dan pengolahan minyak dan gas bumi. Pada Bab IV pasal 14 dan pasal 15 membahas mengenai penggunaan dan program inspeksi yang harus dilakukan guna mencegah kemungkinan bahaya-bahaya yang dapat terjadi selama proses pengolahan minyak bumi. Peraturan ini secara langsung menyebutkan bahwa pemerintah memiliki keterlibatan langsung alam menjamin keselamatan kerja bersifat periodis, atau biasa disebut *periodical Inspection/Calender Based/ Time Based Inspection* yang memiliki periode 3-5 tahun sesuai dengan jenis peralatan.

Di beberapa Negara telah mengadopsi sistem *Risk Based Inspection* (RBI) guna menjamin keselamatan kerja seperti Amerika serikat dan inggris. Keuntungan secara umum secara ekonomi yang didapat bila mengaplikasikan RBI oleh Negara tersebut adalah<sup>4</sup> :

- a. Berkurangnya waktu *shutdown*
- b. Waktu *shutdown* yang lebih cepat
- c. Berkurangnya jumlah inspeksi peralatan

---

<sup>4</sup> Hendra,Maulana. 2010. ANALISIS Penerapan Metode RBI dalam Pemeriksaan Keselamatan Kerja pada Industri MIGAS . Salambe : UI

- d. Berkurangnya biaya setiap inspeksi

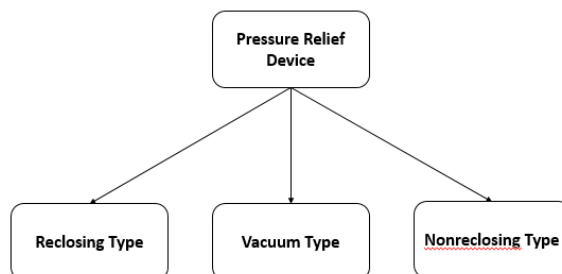
Berdasarkan latar belakang tersebut perlunya penerapan Inspeksi dengan metode *Risk Based Inspection* API RP 581 agar didapat program inspeksi yang cukup detail tapi juga ekonomis guna mencegah kegagalan pada PRD yang bisa berdampak pada keselamatan manusia, pencemaran lingkungan dan kelancaran produksi.

## 2.2. Pressure Relief Device

Pressure relief device merupakan peralatan mekanis yang berfungsi melindungi peralatan pabrik dari tekanan berlebih<sup>5</sup>. Fungsi dari PRD disebut sebagai berikut :

- Dirancang membuka saat over pressure untuk mencegah kondisi vacuum yang berlebih.
- Guna keamanan dan keselamatan kerja
- Mencegah hilangnya produk
- Mengurangi jumlah *downtime*

PRD dirancang untuk membuka saat keadaan darurat untuk mencegah *rupture* . Device sendiri juga di design untuk mencegah keadaan vacuum



Gambar 2 5 Diagram jenis PRD

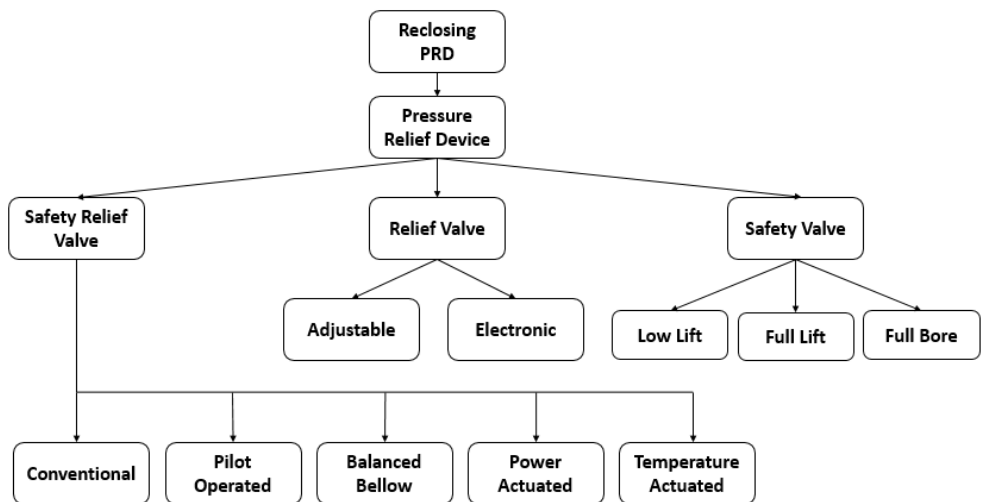
PRD melindungi tanki dari tekanan berlebih saja. Device ini idak melindungi terhadap kegagalan struktur saat vessel terkena kondisi abnormal seperti suhu tinggi akibat kebakaran.

### 2.2.1. Reclosing Type PRD

*Reclosing Type* PRD didesign untuk menutup setelah beroperasi. Type ini terdiri dari beberapa jenis seperti yang ditunjukkan pada gambar 2.6

<sup>5</sup> Malek, Mohammad. 2006. Pressure Relief Device . USA. McGraw-hill Company,inc





Gambar 2 6 Jenis Reclosing type PRD

#### 2.2.1.1. Pressure Relief Valve

Merupakan sebuah *Spring-loaded pressure relief device*. Fungsinya dirancang untuk meredakan tekanan berlebih dan untuk *reclose* dan mencegah aliran cairan lebih lanjut setelah kondisi normal. Pengaplikasiannya untuk fluida *compressible* atau *incompressible*.

#### 2.2.1.2. Safety Valve

Katup pelepas tekanan yang digerakan oleh tekanan statis. *Inlet* dan ditandai dengan pembukaan yang cepat atau *pop action*. Pada dasarnya *safety valve* digunakan oleh gas yang bisa dimampatkan khususnya uap dan udara. Safety valve dibagi menjadi 3 berdasarkan *lift* dan *bore* pada valve:

- *Low Lift Safety Valve* : *Safety valve* dimana disk diikat secara otomatis area debit sebenarnya berada ditentukan oleh posisi disk
- *Full Lift Safety Valve* : *Disk* diangkat secara otomatis sehingga aliran tidak ditentukan oleh posisi disk
- *Full Bore Safety Valve* : tidak memiliki tonjolan pada *bore*. Dimana *disk* diangkat . luasnya cukup untuk area minimum pada setiap bagian pada atau dibawah kursi untuk menjadi *bore* pengontrol.



Gambar 2 7 Pressure relief valve  
(sumber : Pressure relief device)



Gambar 2 8 Safety

(sumber : Pressure relief device)

### 2.2.1.3. Relief Valve

PRD yang bekerja karena tekanan static dan memiliki *gradual lift* pada umumnya yang sebanding dengan kenaikan tekanan pada tekanan terbuka. dilengkapi dengan *enclosing spring housing*. Cocok untuk diaplikasikan pada sistem pembuang.

*Relief valve* biasanya dipakai pada sistem cairan . khususnya pada kapasitas rendah dan *thermal expansion*. Serta bisa digunakan pada sistem perpipaan. Pada jenis ini dibagi menjadi 2 jenis :

- *Adjustable relief valve* : jenis ini mudah mengatur tekanan yang melewati *outlet port*. PRD ini biasanya cocok untuk tekanan. PRD ini biasanya cocok untuk tekanan rentang sampai 508 psi (35 BAR) dan tekanan operasi 600 °F (315 °C). dengan sifat yang seperti itu valve ini cocok untuk aplikasi industri kimia, petrokimia, dan kemurnian tinggi.
- *Electronic Relief Valve (ERV)* : jenis ini termasuk *pilot operated relief valve* . valve ini memberikan perlindungan terhadap fungsi kapasitas maupun hanya dengan aplikasi proteksi *overpressure*

### 2.2.1.4. Safety Relief Valve

Merupakan *Pressure Relief Valve* yang memiliki karakteristik cepat membuka atau *pop action* dan sebanding dengan kenaikan tekanan

pembuka. Berdasarkan aplikasinya, bisa digunakan untuk cairan atau fluida yang bisa dikompresi. *Safety relief valve* yang dapat digunakan juga pengaman atau katup bantuan, tergantung pada aplikasinya. *Safety relief valve* diklasifikasikan sebagai : *Conventional Type, Pilot Operated, Balanced bellows, Power actuated, dan Temperature actuated.*

a) *Conventional Pressure relief Device*

*Conventional valve* ditandai dengan *pop action* atau dengan membuka secara umum sebanding dengan peningkatan tekanan berlebih dari tekanan membuka seperti gambar 2.9. Komponen mendasar dari katup ini terdiri dari :

- Nosel saluran masuk yang terhubung ke bejana atau sistem yang akan dilindungi.
- Disk yang dapat digerakkan yang mengontrol aliran melalui *nozzle*
- Pegas yang mengatur posisi *disk*

Prinsip kerja *Conventional valve* didasarkan pada keseimbangan kekuatan. Bahwa berarti beban pegas diatur untuk menyamai gaya yang diberikan pada yang tertutup disk oleh cairan inlet ketika tekanan sistem berada pada tekanan yang ditetapkan katup. Disk tetap duduk di *nozzle* dalam posisi tertutup ketika tekanan masuk berada di bawah tekanan yang ditetapkan. Katup terbuka ketika tekanan inlet melebihi tekanan yang ditetapkan, untuk mengatasi desakan pegas. Katup terurai ketika tekanan masuk dikurangi ke tingkat di bawah tekanan yang ditetapkan. *Conventional valve* diklasifikasikan sebagai :

1. *Conventional metal seated valves*

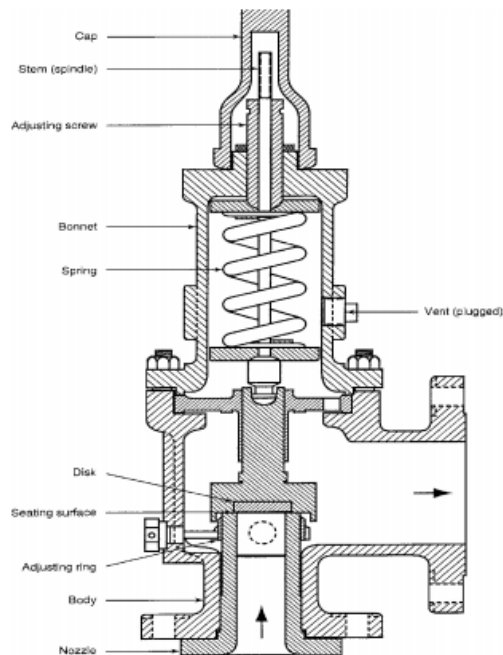
*Metal to metal seats*, biasanya terbuat dari bahan bahan baja tahan karat, biasanya digunakan untuk suhu tinggi seperti uap.

Berikut adalah keunggulan dari *Conventional metal seated valves* :

- Biaya yang rendah (pada ukuran kecil dan tekanan rendah)
- Kompatibilitas kimia yang luas
- Kemampuan suhu tinggi
- Seusai standar API 526
- Secara umum dapat diterima pada semua aplikasi.

Berikut adalah kelemahan dari *Conventional metal seated valves* :

- Rentan terhadap efek kehilangan tekanan masuk
- Sensitive terhadap efek tekanan balik (mengatur tekanan dan kapasitas)
- Umumnya tidak dapat memperoleh verifikasi tekanan-set ditempat yang akurat.



*Gambar 2 8 sectional view dari conventional pressure relief valve*  
(sumber : API RP 520)

## 2. *Conventional soft seated valves*

Sebagai alternative dari bahan logam, *disk* bisa diperbaiki pada bagian *seat* dimana dibutuhkan menutup yang lebih ketat. Pengaplikasian khusus berupa das dan cair, sisipan *seal* tidak disarankan untuk penggunaan uap.

Berikut kelebihan *Conventional soft seated valves* :

- *Seat tightness* yang baik sebelum pelepasan
- *Good reseal tightness after relieving*
- *Good cycle life and maintained tightness*

- Biasa pemeliharaan yang rendah

Berikut kelebihan *Conventional soft seated valves* :

- Pada *seat* yang digunakan memiliki ketahanan suhu yang terbatas
- Tahan terhadap bahan kimia secara terbatas tergantung bahan yang digunakan
- Rentan terhadap efek dari kehilangan tekanan masuk

b) *Pilot-Operated pressure relief valves*

Perbedaan utama antara *Pilot-Operated pressure relief valves* dengan *spring-loaded pressure relief valve* adalah katup yang dioperasikan pilot menggunakan tekanan proses untuk menjaga katup bukan pegas. Pilot menggunakan tekanan proses untuk menjaga katup tertutup, bukan pegas. Sebuah pilot digunakan untuk merasakan tekanan proses dan untuk menekan atau sebagai ventilasi *drome pressure chamber* yang mengontrol kondisi membuka maupun menutup.

*Pilot-Operated pressure relief valves* terdiri dari katup utama, piston rakitan yang tidak seimbang, dan *pilot external*. Pilot mengatur tekanan di sisi atas katup utama yang tidak seimbang. *Seat* yang kuat biasanya menempel diujung bawah anggota berikut ini :

- Ketika tekanan yang ditetapkan tercapai, pilot terbuka, *depressurizes* rongga di sisi atas dan anggota yang tidak seimbang bergerak ke atas, menyebabkan katup utama untuk *relieve*
- Ketika tekanan proses menurun ke tekanan yang telah ditentukan, maka pilot menutup, rongga di atas piston tertekan, dan katup utama menutup.

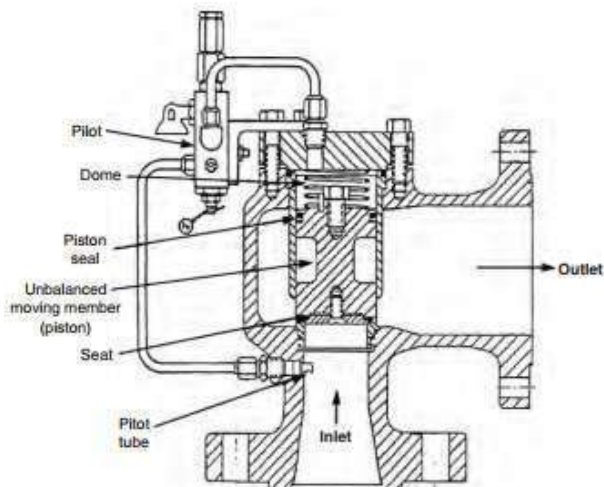
Kelebihan dari *Pilot-Operated pressure relief valves* adalah sebagai berikut :

- Tekanan *set* katup yang dioperasikan pilot tidak dipengaruhi oleh tekanan balik. Katup kontrol pilot, diisolasi dari pengaruh tekanan hilir, mengontrol pembukaan dan penutupan katup utama.

- Katup yang dioperasikan pilot mengoperasikan gelembung ketat pada operasi yang lebih tinggi tekanan-set tekanan ratios, memungkinkan operator untuk menjalankan sangat dekat untuk tekanan kerja maksimum yang diizinkan oleh vessel.
- Saat tekanan sistem meningkat, gaya yang menahan disk dalam keadaan tertutup posisi meningkat. Ini memungkinkan tekanan operasi sistem meningkat menjadi nilai-nilai dalam 5% dari tekanan yang ditetapkan tanpa peningkatan bahaya kebocoran seat di katup utama
- Mengurangi biaya dari ukuran katup yang lebih besar
- Kurang rentan terhadap chatter

Kelemahan *Pilot-Operated pressure relief valves* :

- Pilot rentan terhadap penyumbatan
- Berpotensi adanya aliran balik
- Kondensasi uap dan akumulasi cairan diatas piston bisa menyebabkan masalah
- Terbatasnya penggunaan bahan kimia dan suhu tinggi oleh ( *o-ring* ) seals



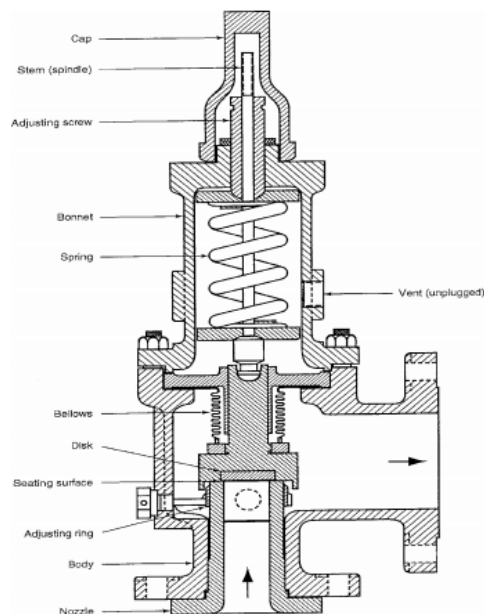
*Gambar 2 9 pilot-operated pressure relief valve*

( Sumber : Pressure Relief Device )

c. *Balanced bellows pressure*

*Balanced bellows pressure* adalah *spring-loaded safety valve* yang menggabungkan bellow atau cara lain menyeimbangkan katup *disk* untuk meminimalkan efek tekanan balik pada karakteristik kinerja katup. (gambar 2.11.) istilah seimbang berarti tekanan yang ditetapkan dari katup tidak terpengaruh oleh tekanan balik. Katup pelepas tekanan seimbang harus dipilih *backpressure* terlalu tinggi untuk *conventional relief valve*.

*Backpressure* yang terjadi pada sistem *downstream* sedangkan katup tertutup disebut *superimposed backpressure*. *Backpressure* ini adalah hasil dari *outlet* katup yang terhubung ke sistem bertekanan atau disebabkan oleh katup pelepas tekanan. kompensasi dari *backpressure* yang diberikan untuk mengurangi gaya pegas. Kekuatan pegas ditambah tekanan balik bertindak pada *disk* harus sama dengan kekuatan tekanan *inlet* bertindak untuk membuka *disk*. *Bellow* dirancang dengan efektif area tekanan sama dengan area tempat *seat/disk*. Kap mesin dilepaskan untuk memastikan bahwa area tekanan dari *bellow* akan selalau terbuka.



Gambar 2 10 *Balanced bellows pressure relief valve*

(Sumber : API RP 520)

### **2.3. Central Processing Plant (CCP) Sistem Production Gas Separator**

Central processing plant merupakan area dari pengolahan minyak dan gas yang didapat dari wellhead hingga siap untuk dijual. Dalam penulisan tugas akhir ini, penulis menggunakan data dari salah satu perusahaan minyak dan gas bumi di Indonesia. Pada perusahaan tersebut di area *central processing plant* terdapat beberapa proses dalam pengolahan minyak dan gas bumi guna menghasilkan produk yang siap dijual. Dan PRD yang dianalisis pada penelitian ini terdapat pada sistem *production gas separator*. Sistem ini terdiri dari *production manifold*, *Production Header*, *Production Cooler*, *Production Separator* dan *Production Filter Coalescer*.

#### **2.3.1. Production Manifold**

Gas yang berasal dari wellhead kemudian dibawa ke main production facilities melalui gathering pipeline/ flowline. *Manifold* adalah sekumpulan valve yang dideretkan untuk mengatur aliran masuk fluida ke *header* dan separator yang dikehendaki. Factor yang mempengaruhi desain manifold :

1. Tekanan Kerja
2. Tipe valve
3. Banyak header
4. Sumur yang dihubungkan ke tiap-tiap manifold

Menurut fungsinya Jenis manifold adalah :

##### **1. Arrival manifold.**

Berfungsi sebagai pengumpul fluida produksi dari berbagai sumur yang selanjutnya dikirim ke unit pemisahan untuk suatu *treatment* dan pengukuran. *Arrival manifold* di desain untuk mengumpulkan minyak dari berbagai areal yang selanjutnya akan di dialirkan ke :

- a. *production separator*
- b. *test separator*
- c. *tank*
- d. *burning pit*



## 2. Test Manifold

*Manifold* ini digunakan untuk melakukan tes produksi suatu sumur tanpa mengganggu produksi sumur lainnya dimana arah aliran fluida dari sumur di arahkan ke tes separator.

## 3. Production Manifold

Merupakan manifold sebagai bagian operasi normal dari proses produksi dimana arah aliran fluida dari sumur diarahkan ke *production separator*. Pada sub sistem ini terdapat PRD berupa PSV-0001A.

### 2.3.2. Production Header

Header adalah tempat bermuaranya aliran fluida dari flow line yang terletak diatas manifold dan berdiameter lebih besar dari flow line. Salah satu Jenis *header* adalah Production Header sebagai *Flow line* yang mengalirkan fluida dari *manifold production* ke *production separator*. Pada sub sistem ini terdapat 3 PRD yaitu : PSV-1101A, PSV-1101B, PSV-1101C.

### 2.3.3. Production Cooler

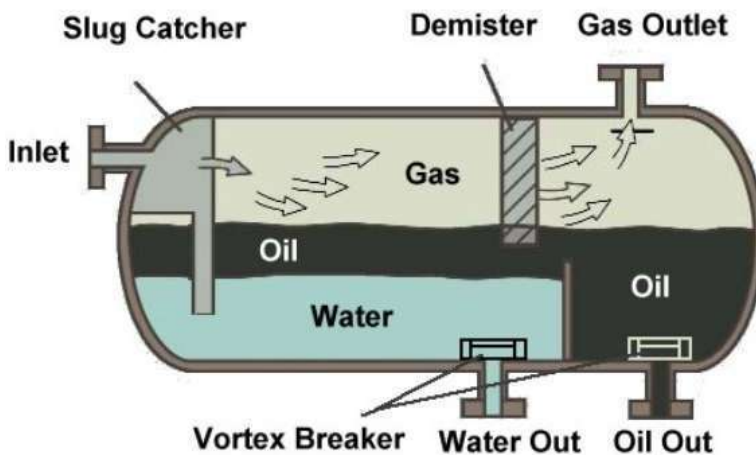
Dalam indutri Cooler digunakan untuk mendinginkan fraksi-fraksi minyak bumi yang telah diolah. Pada dasarnya fraksi minyak bumi yang telah diolah terutama pada kolom destilasi memiliki panas yang cukup tinggi, sehingga panasnya perlu diturunkan sebelum dimasukkan ke dalam tanki penyimpanan karena umumnya setiap jenis tanki memiliki karakteristik khusus dalam hal penyimpanan fluida.

### 2.3.4. Production Separator

*Separator* adalah jenis dari vessel yang digunakan untuk memisahkan. Sesuai namanya, *separate* yang artinya memisahkan. Biasanya digunakan untuk memisahkan air, minyak dan gas dari *crude oil* yang masuk ke dalam vessel ini<sup>6</sup>.

---

<sup>6</sup> Devold, Havard. 2013. Oil and gas production handbook An introduction to oil and gas production, transport, refining and petrochemical industry. Etterstad



Gambar 2 11 Separator

(Oil and gas production handbook An introduction to oil and gas production)

Separator sendiri dibagi menjadi dua type, yaitu *test separator* dan *production separator*. Pengertiannya adalah test separator digunakan untuk mengukur berapa kadar produksi dari sebuah sumur, dari sini diketahui berapa laju produksinya. Sedangkan untuk *production separator*, bertugas untuk memproduksi. Artinya Minyak yang telah dipisahkan dari air maupun gas lainnya, hasil tersebutlah yang nantinya akan digunakan oleh unit produksi. Pada sistem ini terjadi penurunan tekanan fluida yang semula 3-5 MPa menjadi 1 MPa. Hal ini mengakibatkan terjadinya *evaporasi*. Karena tekanan yang begitu tinggi maka separator juga dilindungi dengan sistem PRD yang disambung ke *flare system*, sehingga apabila terjadi tekanan yang melebihi batas diterima oleh separator maka PRD akan bekerja. Pada penelitian ini hanya mengacu separator pada train-1 yang terdapat PRV-1102A.

### 2.3.5. Production Filter Coalescer

*Production Filter Coalescer* digunakan dalam aplikasi industri untuk memisahkan dua cairan dalam fase yang berbeda, dari satu sama lain. Fase bisa cair-cair atau cair-gas. *Coalescer* sering digunakan untuk menghilangkan air/minyak dari aliran udara dan cairan hydrocarbon dengan menggabungkan partikel air yang terdispersi ke dalam tetesan air yang lebih besar. Selain pemisahan, sub sistem ini juga berfungsi sebagai metode untuk menyaring partikulat. Pada sub sistem ini terdapat PSV-1105A/B.

## **2.4. Peraturan Pengolahan Minyak dan Gas Bumi Di Indonesia**

Setiap tenaga kerja berhak mendapat perlindungan atas keselamatannya dalam melakukan pekerjaan untuk kesejahteraan hidup dan perlunya perlindungan terhadap produk yang berupa minyak dan gas bumi sehingga bisa dipakai dan dipergunakan secara aman dan efisien sehingga tidak terjadi kegagalan sistem yang bisa berdampak pada keselamatan manusia, lingkungan serta produk itu sendiri maka dikeluarkanlah peraturan maupun perundang-undangan yang berlaku di Indonesia.

### **2.4.1. Undang-undang Nomor I Tahun 1970**

Undang-undang ini mengatur tentang keselamatan kerja. Pada bab 3 mengenai syarat-syarat keselamatan kerja pasal 3 ayat 1 dijelaskan untuk mewujudkan keselamatan kerja perlunya<sup>7</sup>:

- a. Mencegah dan mengurangi kecelakaan
- b. Mencegah, mengurangi dan memadamkan kebakaran
- c. Mencegah dan mengurangi bahaya peledakan

### **2.4.2. Peraturan Pemerintah No. 11 Tahun 1979**

Peraturan ini mengatur tentang keselamatan kerja pada permunian dan pengolahan minyak dan gas bumi. Terdiri dari 31 Bab dan 58 pasal mengatur tata usaha dan pengawasan keselamatan kerja pada pemurnian dan pengolahan minyak dan gas bumi, wewenang dan tanggung jawab menteri pertambangan, dan dalam pelaksanaan pengawasan menyerahkan kepada Dirjen dengan hak substitusi sedang tugas dan pekerjaan pengawasan tersebut dilaksanakan oleh kepala inspeksi dan pelaksana inspeksi tambang. Peraturan pemerintah ini mengatur persyaratan teknis keselamatan dalam permunian dan pengolahan mulai dari perancangan, pembangunan pengoperasian, pemeliharaan dan perbaikan instalasi, termasuk persyaratan keselamatan untuk termasuk keselamatan tempat kerja.

Pada Bab IV pasal 14 dan pasal 15 membahas mengenai penggunaan dan program inspeksi yang harus dilakukan guna mencegah kemungkinan bahaya-bahaya yang dapat terjadi selama proses pengolahan minyak bumi<sup>8</sup>.

---

<sup>7</sup> Undang-undang nomer I tahun 1970

<sup>8</sup> Peraturan Pemerintah No. 11 tahun 1979

#### **2.4.3. Peraturan Menteri Energi dan Sumber Daya Mineral Republik Indonesia Nomor 38 Tahun 2017**

Peraturan ini menetapkan peraturan menteri energi dan sumber daya mineral tentang pemeriksaan keselamatan instalasi dan peralatan pada kegiatan usaha minyak dan gas bumi<sup>9</sup>. Beberapa pasal terkait meliputi :

- a. PERMEN-ESDM-NO.38 Tahun 2017 Pasal 5 ayat 1  
Untuk penjaminan terhadap pembuatan desain, pembangunan, pengoperasian, pemeliharaan, pengujian, pemeriksaan, dan pelaksanaan terhadap instalasi dan peralatan, setiap instalasi dan/atau peralatan yang digunakan dalam kegiatan usaha minyak dan gas bumi wajib dilakukan inspeksi dan pemeriksaan keselamatan.
- b. PERMEN-ESDM-NO.38 Tahun 2017 Pasal 11 ayat 2  
Pemeriksaan keselamatan terhadap instalasi dan/atau peralatan yang telah beroperasi dapat dilakukan secara berkala berdasarkan :
  1. Jangka waktu tertentu ; atau
  2. Hasil analisis risiko
- c. PERMEN-ESDM-NO.38 Tahun 2017 Pasal 17 ayat 1 dan 3
  - Persetujuan penggunaan pemeriksaan keselamatan secara berkala berdasarkan jangka waktu tertentu berlaku paling lama 4 (empat) tahun atau kurang dari jangka waktu tersebut apabila instalasi dan/atau peralatan mengalami perubahan atau diragukan kemampuannya.
  - Persetujuan penggunaan pemeriksaan keselamatan berdasarkan hasil analisis risiko memiliki masa berlaku berdasarkan hasil analisis risiko selama sisa umur terpenuhi.

Beberapa peraturan tersebut secara jelas mengatur suatu perusahaan minyak dan gas bumi untuk melakukan inspeksi terhadap peralatan penunjang berdasarkan metode *time based* maupun hasil analisis risiko untuk menjamin kesuksesan dalam produksi sehingga kegagalan dapat terhindari maupun diminimalisir.

---

<sup>9</sup> Peraturan Menteri Energi dan Sumber Daya Mineral Republik Indonesia Nomor 38 Tahun 2017

## 2.5. Konsep Risiko

Berdasarkan standart AS/NZS 4360:2004 *Risk Management*. Risiko didefinisikan sebagai peluang terjadinya kejadian yang memiliki akibat pada objek tertentu<sup>10</sup>.

Kemudian berdasarkan ISO 31000:Risk Management Risiko, didefinisikan sebagai efek dari ketidakpastian dari objek. efek disini merupakan deviasi dari keadaan normal, sedangkan objek pada pengertian tersebut memiliki aspek yang berbeda ( seperti *financial*, kesehatan, keselamatan, dan tujuan lingkungan) dan bisa diaplikasikan pada level yang berbeda<sup>11</sup>.

### 2.5.1. Risk Anatomy

Pemahaman mengenai risiko akan lebih mudah apabila mengenal anatomi dari risiko itu sendiri. risiko dapat dipahami dengan 3 (tiga) pertanyaan:

- a) *How likely / how frequent the combination of "source" and "cause" occurred ?*

adalah pertanyaan yang menggambarkan seberapa sering sumber risiko bertemu dengan penyebab terjadinya risiko. Sumber risiko sendiri merupakan produk yang diproses pada suatu sistem. Contoh: hidrokarbon yang mengalir dalam pipa. "Source of Risk" cenderung sulit untuk dikurangi eksistensinya karena berkaitan dengan kapasitas produksi itu sendiri.

*Cause of Risk* atau penyebab risiko adalah faktor-faktor yang melekat pada objek yang dianalisis. Contoh dari *cause of risk* seperti : Third party Damage, Corrosion, Design, Incorrect Operation Index.

- b) *What Can go Wrong ?*

Apa yang salah dengan objek yang dianalisis merupakan pendekatan untuk mengenal *risk* . risk akan terjadi apabila terjadi pertemuan antara *cause of risk* dan *source of risk*. Sehingga risiko memiliki sifat terjadi pada masa depan sehingga risiko bisa dihindari atau dikurangi dengan mengaplikasikan preventive maintenance.

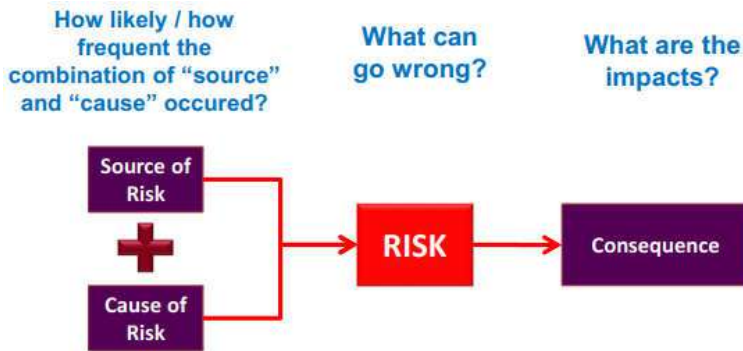
- c) *What are the Impact ?*

Apa akibat yang akan ditimbulkan bila risiko terjadi ? *Consequence* ini bisa meliputi kesehatan, keamanan, lingkungan, dan financial.

---

10 AS/NZS 4360:2004 RISK MANAGEMENT

11 ISO 31000:Risk Management Risiko



Gambar 2 12 Risk Anatomy

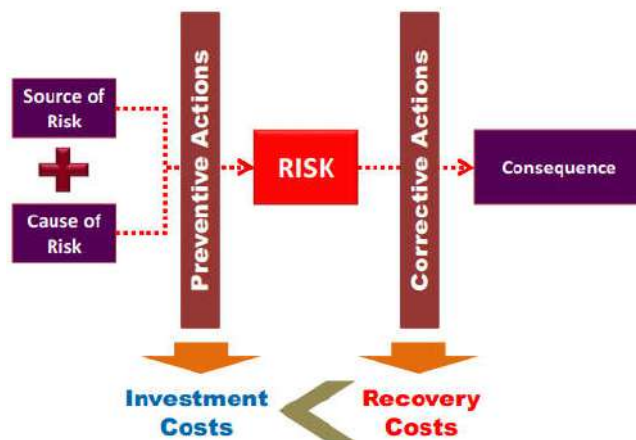
(Sumber : In-House Trining RBI by Dwi Priyanta)

### 2.5.2. Risk Prevention Model

Seperti yang dijelaskan pada pembahasan sebelumnya risiko terjadi pada waktu yang akan datang (*future*). Sehingga risiko bisa dicegah dengan melakukan *preventive action* maupun *Corrective Action*.

#### a) Preventive Action

*Preventive Action* adalah upaya-upaya pencegahan yang dilakukan untuk mencegah atau mengurangi jumlah terjadinya risiko. Upaya ini sering disebut juga dengan *Investment cost* karena dampak dari pembiayaan untuk melakukan *preventive action* tidak langsung dirasakan. Dengan kata lain upaya ini dilakukan sebelum risiko terjadi.



Gambar 2 13 Risk Prevention Model

(Sumber : In-House Trining RBI by Dwi Priyanta)

b) *Corrective Action*

Berbeda dengan *Preventive Action*, *Corrective Action* dilakukan ketika risiko sudah terjadi. Contoh dari aktivitas ini seperti pemasangan *Leak Detection System* pada kasus kebocoran konten yang terdapat pada pipa. Sistem tersebut akan bekerja apabila pipa telah mengalami kebocoran. Biaya yang dikeluarkan untuk melakukan aktifitas ini dinamakan *recovery cost*. Biasanya orang akan menganggap *Investment Cost* lebih mahal jika dibandingkan dengan *Recovery cost* karena wujudnya yang nyata adanya. Namun secara general *investment cost* lebih murah dari pada *recovery cost*. Namun hal itu juga lebih baik apabila dilakukan penilaian sendiri dengan menggunakan metode *Cost Benefit Analysis*.

### 2.5.3. *Risk Respond*

Setelah melakukan penilaian risiko dengan menghitung *probability* dan *Consequensy*. Maka risiko yang didapat akan mendapat beberapa *respond* berdasarkan tingkat keparahan risiko dimata pengguna<sup>12</sup>.

a) *Avoid*

Risiko yang dihasilkan akan ditolak oleh pengguna. Sehingga proses akan diberhentikan atau diganti

b) *Transfer*

Risiko yang terjadi akan dipindah tangankan kepada pihak asuransi

c) *Accept*

Risiko masuk dalam kategori kecil, sehingga pengguna akan membiarkan risiko terjadi pada proses

d) *Reduce*

Mengurangi risiko adalah kegiatan yang sering dilakukan salah satunya oleh perusahaan minyak dan gas bumi agar plant mereka aman dengan mengurangi intensitas *couse of risk* dan menambahkan perlindungan bilang risiko terjadi.

---

<sup>12</sup> In-House Trining RBI based on API 581 by Dwi Priyanta

## 2.6. Risk Based Inspection

### 2.6.1. Definisi Risk Based Inspection

RBI adalah proses manajemen dan penilaian risiko yang berfokus kepada jenis kegagalan yang disebabkan oleh menurunnya mutu material, proses RBI dilakukan dengan melakukan inspeksi pada peralatan yang berkaitan.

Tujuan dari RBI adalah untuk mengidentifikasi kerusakan/cacat yang bisa menyebabkan kecelakaan berskala besar sebelum terjadi. Juga untuk menentukan insiden apa yang yang bisa terjadi (konsekuensi) pada saat terjadinya kerusakan pada sebuah peralatan, dan seberapa sering (*probability*) insiden tersebut terjadi<sup>13</sup>.

Pada metode RBI terjadi kompromi antara financial, bahaya dan risiko yang terjadi pada sebuah peralatan proses pada sebuah plant. Tingkat risiko diprioritaskan dengan sistematis sehingga program inspeksi dapat difokuskan peralatan yang memiliki risiko tinggi, sebaliknya jika tidak terlalu tinggi maka bisa disesuaikan, sehingga bisa menghemat sumberdaya.

Metodologi RBI menyediakan system yang logis, terdokumentasi dan dapat berulang untuk membuat penentuan frekuensi inspeksi, batasan inspeksi dan type dari uji tidak merusak/ *Non Destructive Examination* (NDE)

Dalam RBI risiko didefinisikan sebagai hasil kali antara probabilitas terjadinya sebuah kejadian yang telah diantisipasi dan konsekuensi dari kejadian tersebut. Secara matematis bisa ditulis sebagai berikut :

$$\text{Risiko} = \text{Probabilitas} \times \text{Konsekuensi} \dots \dots \dots (2.1)$$

Penilaian risiko adalah proses untuk mengidentifikasi sumber bahaya, memperkirakan risiko dan mengevaluasinya. Proses penilaian risiko akan menjawab beberapa pertanyaan beriku :

- a. Hal apa yang bisa membuat masalah
- b. Sebarapa sering masalah tersebut bisa muncul
- c. Apa konsekuensi dari masalah tersebut

Risiko bisa dituliskan dalam bentuk kuantitatif yaitu sebagai ukuran rugi persatuan waktu atau dalam bentuk kualitatif yang menjelaskan hubungan antara *likelihood* dan *consequence* dalam menentukan tingkat risiko atau yang

---

<sup>13</sup> API RP 580.2016. Risk-Based Inspection Technology, 3nd edition. Washington, D.C:API Publishing Services



disebut matriks risiko. tingkatan risiko diterjemahkan kedalam bentuk warna sebagai berikut :

- Merah untuk risiko tinggi
- Kuning untuk risiko sedang
- Hijau untuk risiko rendah

### **2.6.2.Keuntungan RBI**

Penggunaan metode RBI dapat meningkatkan keefektifan dan peningkatan efisiensi dari inspeksi dengan :

1. Memperbaiki manajemen keselamatan dan kesehatan kerja.
2. Menghapus kegiatan-kegiatan inspeksi yang tidak perlu-interval inspeksi berdasarkan risiko dari peralatan
3. Sumberdaya inspeksi akan fokus pada peralatan yang berada pada area risiko tinggi.
4. Penghematan biaya, peralatan yang tidak memiliki masalah selama instalasi mulai beroperasi dan problem antisipasi akan diinspeksi dalam jangka waktu yang lebih lama.
5. Informasi yang diperoleh dari inspeksi pada satu peralatan dapat digunakan untuk menentukan jangka waktu dan ruang lingkup inspeksi pada satu peralatan yang sama dan tipikal.
6. Program RBI adalah program yang dinamis , risiko selalu diperbarui setelah inspeksi atau bila peralatannya sama. Perubahan kondisi proses atau kejadian jika informasi baru merupakan informasi yang layak untuk dipertimbangkan.
7. Beberapa hal tersebut akan mengakibatkan penurunan frekuensi dan ruang lingkup inspeksi.
8. Metode yang digunakan untuk menentukan jangka waktu dan ruang lingkup didokumentasikan dan dapat digunakan lagi.
9. RBI merupakan metode yang reliabilitas dan dapat diaplikasikan dengan *Code/Standart* dan peraturan yang berlaku.
10. Meningkatkan kemampuan dan memperpanjang umur instalasi nuklir
11. Optimalisasi jadwal perbaikan dan pengantian peralatan.

### 2.6.3. Batasan RBI

RBI tidak akan menghilangkan risiko, probabilitas dan konsekuensi risiko dari peralatan akan selalu dicantumkan. RBI berguna untuk membantu mengatur dan mengontrol risiko kepada tingkat yang masih bisa diterima dengan memprioritaskan sumberdaya kepada peralatan yang diketahui memiliki risiko tinggi.

### 2.6.4. RBI Untuk Pressure Relief Device

Fokus utama pada *Pressure Relief Device* (PRD) dan alasan utama terhadap inspeksi dan pengujian PRD adalah karena *device* bisa saja mengalami kegagalan untuk melepaskan tekanan berlebih yang dapat menyebabkan kegagalan pada perangkat yang dilindungi, terutama yang mengakibatkan *loss of containment* . serta terdapat beberapa konsekuensi lain terhadap kegagalan dari PRD.

Pendekatan *Risk-based* untuk mengevaluasi tingkat kekritisan PRD untuk menetapkan frekuensi inspeksi/pengujian yang terlampir pada penelitian ini. Cakupan dari penilaian ini mencakup semua jenis *spring-loaded*, *pilot operated* dan *rupture disk* yang telah dibahas pada pembahasan sebelumnya.

Pendekatan mendasar dengan menggunakan *demand rate* pada *device* yang dikombinasikan dengan *Probability Of Failure On Demand* (POFOD) yang ditentukan dari data *specific plant* bila memungkinkan. Atau untuk pemula bisa menggunakan *default* data. Masukan data ini untuk menetapkan POF yang merupakan fungsi dari waktu pada pendekatan *weibul statistic* . Konsekuensi dari kegagalan PRD akan dibahas pada penjelasan berikutnya. Kombinasi dari konsekuensi dan POF terhadap waktu menghasilkan *risk value* yang semakin meningkat sepanjang interval waktu pengetesan.

Terdapat beberapa model kegagalan yang sering terjadi ketika mengevaluasi risiko yang berkaitan dengan kegagalan PRD. Untuk PRD, model kegagalannya di kelompokkan menjadi 2 kategori.

- a) *Fail to Open* (FAIL) :
  - *Stuck or Fails to Open* (FTO)
  - *Device Partially Open* (DPO)
  - *Opens above set pressure* (OASP)
- b) *Leakage Failure* (LEAK)
  - *Leakage Past Device* (LPD)
  - *Spurious/Premature opening* (SPO)
  - *Device Stuck open* (DSO)

Kegagalan untuk membuka (FAIL) adalah model kegagalan utama, karena kegagalan ini menghasilkan potensi overpressuring peralatan yang dilindungi dan kehilangan penahanan. Karena kegagalan ini menghasilkan potensi *overpressure* peralatan yang dilindungi dan kehilangan penahan. Termasuk dalam hal ini adalah saat perangkat hanya membuka sebagian (DPO), dimana konsekuensinya tidak separah FTO. API RP 581 secara *konservatif* menganggap setiap data yang menunjukkan perangkat OASPN termasuk dalam kategori FAIL. Karena kurva POF didasarkan pada pengujian dimana kegagalan didefinisikan apabila ketika tes dilakukan membutuhkan tekanan lebih besar dari 1.3 kali tekanan yang telah ditetapkan. Bila PRD membuka tidak melebihi 1.3 kali dari tekanan yang ditetapkan maka PRD dianggap sukses. Konsekuensi terhadap kegagalan FAIL meliputi kebakaran, ledakan pada personil dan peralatan, paparan personil terhadap cairan beracun sebagai akibat hilangnya penahan.

Perhatian sekunder dari penilaian PRD adalah kegagalan PRD untuk menahan proses saat saat beroperasi pada kondisi normal. Pada API 581 mengelompokkan tiga kegagalan yang tersisa kedalam kategori *LEAK*. Kebocoran melewati perangkat (LPD), Pembukaan yang terlalu cepat (SPO), dan perangkat yang terjebak membuka. (DSO) adalah kegagalan yang tidak akan mengakibatkan *overpressure* atau kehilangan penahan dari peralatan yang dilindungi, tetapi akan menghasilkan potensi kebocoran yang tidak dapat diterima dari sistem proses. Konsekuensi dari kebocoran melalui PRD dapat berkisar dari gangguan ringan, hilangnya sebagian produk, hingga konsekuensi yang lebih parah yang mengakibatkan proses *shutdown*.

## **2.7. American Petroleum Institution (API)**

Dalam penentuan program inspeksi pada PRD ini menggunakan metode *risk based inspection* berdasarkan API RP 580 dan 581. *American Petroleum Institute* atau API adalah suatu organisasi perkumpulan dari berbagai macam industri di Amerika Serikat yang bergerak dibidang minyak bumi dan gas alam. Adapun tujuan dari *standart* tersebut adalah membantu para penggunanya dalam usaha meningkatkan efisiensi dan penghematan didalam pengoperasian usaha mereka, dengan tetap mengacu kepada peraturan perundang-undangan, menjaga keselamatan dan kesehatan masyarakat serta untuk menjaga kelestarian.

Berikut beberapa model dari API yang ada keterkaitan dengan pengolahan minyak dan gas bumi.

Table 2.1 Produk American Petroleum Institut

No.	API code	Judul
1	API 510	Pressure Vessel Inspection Code-Inspection,Repair, Alteration, and Rerating
2	API 570	Piping Inspection Code-Inspection,Repair, Alteration, and Rerating of Inservice Piping Systems
3	API 579	Fitness-For-Service
4	API 653	Tank Inspection, Repair, Alteration, and Reconstruction
5	API 750	Management of Process Hazards
6	API 752	Management of Hazards Associated With Location of Process Plant Buildings, CMA Managers Guide
7	API 941	Steels for Hydrogen Service at Elevated Temperatures and Pressures in Petroleum Refineries and Petrochemical Plants
8	API 580	Risk-based Inspection
9	API 581	Risk -based Inspection Technology

### 2.7.1.API Recommended Practice 580

API RP 580 merupakan salah satu produk dari API yang berisi persyaratan program minimum untuk memenuhi syarat inspeksi interval berdasarkan analisis RBI *versus* persyaratan berbasis aturan, dan menyediakan pedoman tambahan yang disarankan untuk menggunakan analisis risiko untuk mengembangkan rencana inspeksi yang efektif. Penggunaan RBI untuk perencanaan inspeksi tidak dipaksakan, melainkan bersifat opsional, tunduk pada persyaratan<sup>14</sup>.

Program inspeksi merupakan proses yang sistematis yang dimulai dengan identifikasi fasilitas atau peralatan dan berujung pada rencana inspeksi. Hasil dari

<sup>14</sup> API RP 580. 2016. Risk-Based Inspection Technology, 3nd edition. Washington, D.C:API Publishing Services

penilaian RBI yang dilakukan sesuai RP ini adalah rencana inspeksi untuk setiap bagian atau kelompok peralatan yang dinilai, yang harus mencakup :

- a. Mengidentifikasi penyebab risiko
- b. Metode pemeriksaan yang harus dilakukan
- c. Tingkat inspeksi ( persen dari total area yang akan diperiksa atau lokasi tertentu)
- d. Interval inspeksi atau tanggal pemeriksaan berikutnya (waktu)
- e. Kegiatan mitigasi risiko lainnya
- f. Tingkat risiko residu setelah inspeksi dan tindakan mitigasi lainnya telah dilaksanakan.

API 580 memberikan panduan untuk mengembangkan program Risk-Based Inspection (RBI) pada peralatan statis seperti perusahaan penyulingan petrokimia, pabrik proses kimia dan fasilitas produksi minyak dan gas bumi. Tujuan dari API RP 580 adalah untuk memperkenalkan prinsip dan pedoman umum minimum untuk RBI saat ini. Praktik yang direkomendasikan menyediakan metode perhitungan kuantitatif untuk menentukan rencana inspeksi.

RBI identik dengan inspeksi prioritas risiko, pemeriksaan dengan informasi risiko, dan dengan perencanaan inspeksi menggunakan metode berbasis risiko.

### **2.7.2.API Recommended Practice 581**

API RP 581 mengatur tentang metodologi inspeksi berbasis risiko, menyediakan prosedur kuantitatif untuk membuat program inspeksi dengan menggunakan metode berbasis risiko untuk peralatan statis termasuk didalamnya adalah bejana bertekanan, pipa, tangki, *Pressure Relief Device* (PRD) , dan tabung *heat exchanger*.

Perhitungan risiko yang terdapat pada API RP 581 melibatkan penentuan *probabilitas* kegagalan (POF) yang dikombinasikan dengan dengan konsekuensi kegagalan (COF). Kegagalan didefinisikan sebagai hilangnya penahan dari tekanan yang ditentukan (batas) yang mengakibatkan kebocoran ke atmosfer dan pecahnya komponen bertekanan. Risiko meningkat sebesar kerusakan terakumulasi selama proses operasi. Tindakan inspeksi sendiri tidak mengurangi risiko dari suatu equipment, namun hal itu mengurangi ketidakpastian dan

karena itu memungkinkan lebih banyak kualifikasi yang akurat dari kerusakan yang ada pada setiap komponen<sup>15</sup>.

## 2.8. Perhitungan Probabilitas

Untuk PRD, penting untuk mendefinisikan kegagalan, karena hal itu berbeda dengan jenis kegagalan perlengkapan lain. Kegagalan PRD didefinisikan sebagai kegagalan untuk membuka selama situasi darurat yang menyebabkan suatu situasi overpressure pada perangkat yang dilindungi. Sehingga mengakibatkan *loss containment* (kegagalan/tahun). Kebocoran juga merupakan suatu kegagalan. Jenis kegagalan pada PRD telah dibahas pada bagian 2.6.4 API 581.

### 2.8.1. Perhitungan Probabilitas Kegagalan Membuka

Perhitungan mendasar yang diterapkan pada PRD untuk kasus kegagalan membuka adalah perkiraan dari *overpressure demand case frequency* (atau demand rate), probabilitas PRD gagal untuk membuka sesuai permintaan, dan kemungkinan bahwa peralatan yang dilindungi pada tekanan tinggi mengalami *loss containment*. PRD melindungi komponen peralatan dari beberapa skenario *overpressure*. Kasus permintaan dan desain sistem peredam tekanan disediakan dalam API 521. Masing masing skenario ini (Kebakaran, debit yang tersumbat, dll) dapat menghasilkan tekanan berlebih yang berbeda,  $P_{oj}$ , jika PRD gagal membuka ketika dibutuhkan. Selain itu, setiap skenario tekanan berlebih memiliki tingkat permintaan sendiri,  $DR_j$ , untuk menggambarkan perhitungan POF pada PRD ditunjukkan pada persamaan (2.2).

$$P_{f,j}^{prd} = P_{fod,j} \cdot DR_j \cdot P_{f,j} \quad \text{Persamaan (2.2)}$$

Notasi  $j$ , perlu dihitung untuk masing-masing setiap tekanan berlebih yang memungkinkan terjadi yang berhubungan dengan PRD.  $P_{f,j}$ , adalah fungsi dari waktu dan potensi tekanan berlebih. API 581 memperhitungkan peningkatan kemungkinan *loss of containment* dari peralatan yang dilindungi karena tekanan yang berlebih yang meningkat apabila PRD gagal membuka selama kejadian darurat.

---

<sup>15</sup> API RP 581. April. 2016. Risk-Based Inspection Technology, 3rd edition. Washington, D.C:API Publishing Services

### a. PRD Demand Rate

#### - *Default Initiating event frequencies*

Langkah pertama dalam mengevaluasi probabilitas kegagalan PRD adalah menentukan tingkat permintaan (*demands or events/year*) yang terdapat pada PRD. API RP 581 memberikan perkiraan untuk *Initiating event frequencies*

Contoh frekuensi acara inisiasi disediakan pada table 7.2. latar belakang tambahan pada frekuensi acara inisiasi *default* disediakan pada table 7.3

#### - *Credit* untuk lapisan proteksi lainnya

Konsep faktor reduksi *demand rate* , $DRRF_j$  , diperkenalkan di sini untuk menjelaskan perbedaan dalam frekuensi kejadian overpressure, dan *demand rate* pada PRD. Banyak instalasi vessel bertekanan termasuk didalam sistem control, memiliki instrumentasi pelindung integritas tinggi, *sistem shutdown* dan lapisan perlindungan lainnya untuk mengurangi tingkat *demand rate* pada PRD. $DRRF_j$  ini digunakan untuk menjelaskan lapisan perlindungan tambahan ini.

#### - Perhitungan *Demand rate*

Tingkat permintaan (DR) pada PRD dihitung sebagai produk dari *Initiating event frequencies* dan  $DRRF_j$  sesuai dengan persamaan (2.3):

$$DR_j = EF_j \cdot DRRF_j \dots\dots\dots(2.3)$$

Notasi j dalam persamaan (2.3) menandakan bahwa *demand rate* pada PRD dihitung untuk setiap kasus *overpressure* yang berlaku, detail penentuan skenario *overpressure* terdapat pada table 7.3. Untuk *demand rate* keseluruhan pada PRD dapat dihitung dalam persamaan ( 2.4) :

$$DR_{total} = \sum_{j=1}^{ndc} DR_j \dots\dots\dots(2.4)$$

### b. PRD Probability of Failure on Demand

Tahap berikutnya adalah mendapatkan probabilitas bahwa PRD akan gagal untuk membuka atas permintaan dalam layanan. API RP 581 memberikan kegagalan *default* pada tingkat kegagalan permintaan yang dikembangkan dari data industri. Nilai-nilai *default* ini

dinyatakan sebagai kurva Weibull default yang dimodifikasi oleh beberapa faktor berdasarkan prosedur berikut :

1. Menentukan *default weibull parameters*,  $\beta$  dan  $\eta_{def}$  , seperti yang tertera pada table 7.5. didasarkan pada kategori dari service severity, tipe PRD, menentukan kurva *default* POFOD.
2. Mengaplikasikan *adjustment factor*,  $F_c$ , penyesuaian dilakukan terhadap parameter *weibull* dasar untuk katup konvensional yang sistem pembuangan ke *close system* atau *flare system*. Karena katup konvensional tidak memiliki *bellow* untuk melindungi rumah kap dari cairan korosif dalam sistem pembuangan.

$F_c = 0.75$  untuk katup konvensional *discharge* sistem tertutup atau *flare system*.

$F_c = 1.0$  untuk semua kasus lain.

3. Mengaplikasikan *adjustment factor*,  $F_{env}$ , untuk factor lingkungan. Ada beberapa factor lingkungan dan instalasi yang dapat mempengaruhi keadaan PRD. Ini termasuk adanya getaran dalam pipa yang terpasang, riwayat *chatter*, dan apakah perangkat berada dalam aliran *pulsing* atau *cyclical service*. Faktor lingkungan lain yang dapat secara signifikan mempengaruhi probabilitas kebocoran adalah suhu operasi dan rasio operasi. Tabel 7.6 pada lampiran 4A memberikan *adjustment environment factor* yang diterapkan pada kurva POFOD dan POL *weibull default*.

4. Hasil dari beberapa nilai diatas akan menjadi *modified characteristic life*,  $\eta_{mod}$ , seperti persamaan (2.5).

$$\eta_{mod} = F_{c.} \cdot F_{env} \cdot \eta_{def} \dots\dots\dots(2.5)$$

5. Pada langkah ini, *modified characteristic life*,  $\eta_{mod}$  , perlu untuk di update menjadi *update characteristic life*,  $\eta_{upd}$  , berdasarkan pada spesifik inspeksi PRD dan *testing history*.
6. Untuk *update characteristic life*,  $\eta_{upd}$  , kemudian digunakan untuk menghitung POFOD sebagai fungsi dari waktu untuk spesifik PRD yang sesuai dengan persamaan (2.5)

$$P_{f,Prior}^{prd} = 1 - \exp \left[ - \left( \frac{t}{\eta_{upd}} \right)^\beta \right] \dots\dots\dots(2.6)$$

7. POFOD harus di tentukan berdasarkan *overpressure scenario* pada persamaan (2.7). *overpressure factor* ,  $F_{OP,J}$ , adalah penyesuaian untuk skenario *overpressure* lebih tinggi dari 1.3 kali dari *set*



*pressure*. Notasi *j* mengidentifikasi *overpressure spesifik* dan memberikan keterangan bahwa masing-masing memiliki potensi *overpressure* yang berbeda.

**c. *Protected Equipment Failure Frequency as a result of overpressure***

Masing-masing peralatan yang dilindungi memiliki kerusakan yang disesuaikan dengan frekuensi kegagalan *generic* peralatan dikalikan dengan DF (*damage factor*). DF ditentukan berdasarkan mekanisme kerusakan yang berlaku untuk perawatan, riwayat inspeksi dan kondisi peralatan. Damage Faktor pada peralatan yang dilindungi dihitung sebagai fungsi waktu.

Kerusakan yang disesuaikan dengan frekuensi kegagalan dihitung pada tekanan operasi normal dari peralatan dan disesuaikan ketika mengevaluasi PRD. Ketika PRD gagal PRD gagal membuka ketika dibutuhkan, tekanan dalam peralatan yang dilindungi naik diatas tekanan operasi dan dalam banyak kasus secara signifikan diatas MAWP (*maximum allowable working pressure*). Kerusakan yang disesuaikan dengan frekuensi kegagalan, yang sama dengan kemungkinan *loss of containment* dari peralatan yang dilindungi pada keadaan *overpressure* dihitung sebagai berikut:

$$Pf, j = (0.0312881 \cdot gff_{total} \cdot Df \cdot Fms) e^{3.464837 \cdot \frac{Po, j}{MAWP}} \dots\dots\dots (2.7)$$

Skala yang direkomendasikan untuk mengkonversi skor yang dievaluasi sistem manajemen menjadi faktor manajemen sistem didasarkan pada asumsi bahwa plant rata-rata akan mendapat skor 50%.

## **2.8.2. Perhitungan Probabilitas Kebocoran**

Kasus kebocoran berbeda dari kasus kegagalan membuka, karena POF bukan merupakan fungsi dari tingkat permintaan yang bukan didasarkan pada kegagalan selama operasi berkelanjutan. Data Industri Terkait dengan probabilitas kebocoran,  $P_i$ , data dalam satuan per tahun (kegagalan/tahun). Tidak ada keterkaitan dengan permintaan apapun yang diperlukan.

Probabilitas dari kebocoran untuk PRD ditentukan menggunakan persamaan berikut :

1. Menentukan *default weibull parameters*,  $\beta$  dan  $\eta_{def}$ , seperti yang tertera pada table 7.5 lampiran 4A.
2. Menentukan *adjustment factor*,  $F_s$ , untuk menghitung untuk jenis PRD *soft seats*. *Soft seats* (O-rings) sering ditambahkan ke *Spring-loaded* PRV untuk mengurangi potensi kebocoran di seluruh *seats*. Ketika konvensional atau *balance bellow* PRD berisi *soft seat design*,  $\eta$  parameter untuk kurva POL standar weibull ditingkatkan dengan faktor 1,25 sesuai dengan factor-faktor berikut :
 
$$F_s = 1.25 \quad \text{untuk } \textit{soft seat design}$$

$$F_s = 1.0 \quad \text{untuk semua jenis lain}$$
3. Mengaplikasikan *adjustment factor*,  $F_{env}$ , untuk faktor lingkungan. Tabel 7.6 memberikan *adjustment environment factor* yang diterapkan pada kurva POFOD dan POL *weibull default*.

Hasil dari kalkulasi diatas akan menjadi *modified characteristic life*,  $\eta_{mod}$ , seperti yang tertera pada persamaan (2.8).

$$\eta_{mod} = F_{s.} \cdot F_{env} \cdot \eta_{def} \dots\dots\dots(2.8)$$

*modified characteristic life*,  $\eta_{mod}$ , di *update* berdasarkan pada PRD inspeksi yang telah dilakukan.

4. *Characteristic life yang diperbarui ini*,  $\eta_{upd}$  adalah kemudian digunakan untuk menghitung probabilitas kebocoran untuk PRD spesifik sesuai persamaan (2.9).

$$P_{l,Prior}^{prd} = 1 - \exp\left[-\left(\frac{t}{\eta_{upd}}\right)^\beta\right] \dots\dots\dots(2.9)$$

5. Probabilitas dari kebocoran PRD perlu disesuaikan dengan berdasarkan sistem yang beroperasi berdekatan dengan *set pressure* seperti pada persamaan (2.10). *Set pressure factor*,  $F_{set}$  menyesuaikan dengan tipe PRD (lihat table 7.7).

$$P_{l,j}^{prd} = P_l^{prd} \cdot F_{set} \dots\dots\dots(2.10)$$

## 2.9. **Consequence of Failure**

Analisis konsekuensi dilakukan untuk mengetahui dampak sebuah risiko jika terjadi pada sebuah *equipment*. Analisis konsekuensi *Central Processing*

*Plant* (CPP) menggunakan pendekatan area terdampak baik dalam bentuk luas area terbakar, luas area radiasi panas yang berdampak pada manusia, dan luas area terdampak racun. Adapun kategori tersebut dijelaskan dalam API 581 sebagai berikut :

- Konsekuensi kebakaran dan ledakan  
Konsekuensi ini dihitung dengan menggunakan *even tree analysis* (ETA) untuk mendapatkan probabilitas-probabilitas dari berbagai kemungkinan kegagalan baik *pool fires*, *flash fires*, maupun *vapor cloud explosion*, dan dikombinasikan dengan pemodelan komputer untuk menentukan besarnya konsekuensi. Konsekuensi area ditentukan berdasarkan kecelakaan pada personil dan kerusakan komponen akibat radiasi suhu dan ledakan. Kerugian finansial juga ditentukan berdasarkan area yang terkena dampak keluaran fluida tersebut.
- Konsekuensi keracunan  
Dihitung dengan menggunakan pemodelan komputer untuk menentukan besarnya konsekuensi area sebagai hasil dari luasan area yang mengandung konsentrasi beracun yang terlepas ke luar ke personil dan lingkungan.
- Pelepasan *non-flammable* dan *non-toxic*  
Konsekuensi ini juga harus diperhitungkan karena keduanya dapat menyebabkan luka parah terhadap personil maupun dapat merusak komponen dari percikan bahan kimia dan pembakaran uap dengan suhu yang tinggi serta ledakan.

Sedangkan untuk analisis konsekuensi, API 581 memberikan 2 level untuk analisis konsekuensi, yaitu :

a. Level 1

Analisis konsekuensi level 1 dapat digunakan pada jumlah fluida representatif yang terbatas. Metode sederhana ini terdiri dari tabel-tabel dan grafik-grafik yang telah tersedia yang dapat digunakan untuk menghitung konsekuensi pelepasan fluida tanpa membutuhkan *software modeling* atau teknik yang khusus. Fluida-fluida yang dapat dihitung dengan menggunakan perhitungan konsekuensi level 1 dapat dilihat pada lampiran 4B asumsi sederhana dibawah ini digunakan pada analisis konsekuensi level 1 :

- Fase pelepasan fluida hanya berupa cairan atau gas, bergantung pada fase penyimpanan dan fase ketika fluida terlepas ke atmosfer.

- Sifat fluida untuk fluida representatif yang mengandung campuran berdasarkan pada nilai-nilai misalnya *molecular weight* (MW), *normal boiling point* (NBP), *density*, *Auto Ignition Temperature* (AIT), *Specific Heat* (Cp).
- Probabilitas kebakaran, serta probabilitas kejadian lain (VCE, *pool fire*, *jet fire*, dll) telah di tentukan sebelumnya untuk masing-masing fluida representatif sebagai fungsi dari suhu, AIT, dan tipe pelepasan.

b. Level 2

Analisis konsekuensi level 2 mungkin digunakan pada kasus dimana asumsi pada analisis konsekuensi level 1 tidak valid. Misalnya dibutuhkan perhitungan yang lebih detail untuk kondisi dibawah ini :

- Fluida spesifik tidak disebutkan dalam daftar referensi fluida yang tersedia pada analisis level 1, termasuk kasus dimana fluida merupakan campuran berbagai macam atau dimana konsekuensi keracunan tidak terwakili secara memadai oleh salah satu kelompok referensi fluida.
- Cairan disimpan dekat dengan titik kritis, dalam hal ini, asumsi gas ideal untuk persamaan rilis uap tidak valid.
- Efek dari rilis dua fase, termasuk cairan *jet entrainment* serta *rainout* perlu dimasukkan dalam penilaian.
- Efek *bleves* yang akan dimasukkan dalam perhitungan (tidak termasuk dalam analisis level 1).
- Efek ledakan *non-flammable* bertekanan, seperti kemungkinan ketika gas *non-flammable* bertekanan (misalnya udara atau nitrogen) yang dilepaskan selama pecahnya *vessel* harus dimasukkan dalam perhitungan (tidak termasuk pada analisis level 1).
- Asumsi meteorologi digunakan dalam perhitungan dispersi yang membentuk dasar untuk Level 1 konsekuensi pencarian tabel analisis tidak mewakili data situs.

Dalam penentuan konsekuensi dibedakan menjadi dua, yakni konsekuensi area dan konsekuensi berdasarkan biaya. Pada tugas akhir ini akan dilakukan analisis konsekuensi level 1 berdasarkan area. faktor yang menjadi alasan tidak digunakannya risiko berdasarkan biaya karena tidak adanya data yang lengkap terkait biaya terhadap asset yang dimiliki , sehingga jika dipaksakan menggunakan pendekatan data biaya secara umum dikhawatirkan analisis perhitungan tidak *valid*.

Dalam perhitungan analisis konsekuensi kegagalan PRD berdasarkan API 581 diawali dengan menentukan nilai *overpressure* ketika terjadi kegagalan sebagai pengganti tekanan operasi. Langkah-langkah dalam menentukan nilai *overpressure* saat terjadi kegagalan adalah sebagai berikut :

1. Menentukan daftar skenario *overpressure* yang berlaku untuk peralatan yang dilindungi oleh PRD yang dievaluasi. Tabel 7.2 memberikan daftar *overpressure demand case* yang secara kusus dibahas. Panduan panduan tambahan tentang *overpressure demand case* dan sistem pereda tekanan disediakan dalam API 521.
2. Untuk setiap *overpressure demand case* , memperkirakan jumlah tekanan berlebih,  $P_{o,j}$  yang mungkin terjadi selama *overpressure* jika PRD gagal membuka. Tabel 7.3 memberikan panduan pada bagian ini.
3. Untuk instalasi yang memiliki beberapa PRD, tentukan jumlah total area orifice PRD yang dipasang,  $A_{prd}$ , mencakup area PRD yang sedang dievaluasi. Hitung faktor penyesuaian *overpressure*,  $F_a$ , sesuai dengan persamaan (2.11).

$$F_a = \sqrt{\frac{A_{prd}}{A_{total}^{prd}}} \quad (2.11)$$

4. Kurangi *overpressure* scenario yang ditentukan pada langkah 3 dengan faktor penyesuaian sesuai dengan persamaan (2.12).

$$P_{o,j} = F_a \cdot P_{o,j} \quad (2.12)$$

5. Gunakan hasil dari langkah 4 sebagai pengganti tekanan operasi,  $P_s$ ,

Setelah mendapatkan nilai  $P_{o,j}$  sebagai pengganti tekanan operasi, maka langkah berikutnya menyesuaikan dengan perhitungan analisis konsekuensi yang dikembangkan dalam bagian 3 API 581. Langkah-langkah tersebut sebagai berikut :

1. Menentukan fluida yang terlepas bila terjadi kegagalan berserta sifat-sifatnya, termasuk sifat didalamnya.

Fluida representative yang paling sesuai dengan fluida yang terkandung dalam equipment yang dilindungi oleh PRD akan dievaluasi dan dipilih dari fluida *representative* seperti yang ditampilkan pada table 4.1 lampiran 4.

2. Memilih set ukuran lubang yang tercipta bila terjadi *overpressure* dan PRD mengalami kegagalan untuk menentukan kemungkinan konsekuensi pada perhitungan risiko.

Ukuran lubang saat fluida *release* didasarkan pada tipe peralatan dan ukurannya. Pada kasus PRD ukuran lubang di asumsikan *rupture*.

3. Menghitung laju *loss of containment*

Laju pelepasan bergantung pada sifat-sifat fisik material (fluida), fase awal, kondisi proses pengoperasian, dan ukuran lubang pelepasan yang telah ditentukan. Laju pelepasan dihitung dengan menggunakan persamaan 2.13 apabila tekanan penyimpanan lebih besar dari tekanan transisi.

$$W_n = \frac{C_d}{C_2} \times A_n \times P_s \sqrt{\left(\frac{k \times MW \times g_c}{R \times T_s}\right) \left(\frac{2}{k+1}\right)^{\frac{k+1}{k-1}}} \quad (2.13)$$

Laju pelepasan dapat dihitung menggunakan rumusan 2.14 berikut ini apabila tekanan penyimpanan kurang dari tekanan transisi.

$$W_n = \frac{C_d}{C_2} \times A_n \times P_s \sqrt{\left[\left(\frac{MW \cdot g_c}{R \cdot T_s}\right) \left(\frac{2k}{k-1}\right) \left(\frac{P_{atm}}{P_s}\right)^{\frac{2}{k}} \left(1 - \left(\frac{P_{atm}}{P_s}\right)^{\frac{k-1}{k}}\right)\right]} \quad (2.14)$$

Nilai  $P_s$  menyesuaikan dengan nilai  $P_{oj}$  yang telah ditentukan pada pembahasan sebelumnya.

4. Mengestimasi massa total dari fluida yang kemungkinan *release*  
Perhitungan analisis konsekuensi kegagalan PRD pada API 581 memberikan pemodelan dengan mengkombinasikan peralatan lain yang dapat berkontribusi menambah massa fluida yang terlepas. Massa fluida yang terlepas dapat dihitung menggunakan persamaan (2.15).

$$Mass_{avail} = \min[(mass_{comp} + mass_{add,n}), mass_{inv}] \quad (2.15)$$

Dimana :

$Mass_{comp}$  : massa peralatan yang dilindungi oleh PRD yang dianalisis

$Mass_{add}$  : massa tambahan yang dapat terlepas selama 3 menit

$Mass_{inv}$  : massa komponen lain yang terdapat dalam *inventory group*

- Menghitung massa komponen yang dilindungi oleh PRD yang dianalisis,  $Mass_{comp}$ , menggunakan persamaan (2.16) di bawah ini  

$$Mass_{comp} = \rho \times V \text{ peralatan} \quad (2.16)$$
- Menghitung massa fluida yang terkandung pada masing-masing peralatan yang termasuk dalam *inventory group*,  $Mass_{comp,i}$ . peralatan yang termasuk dalam satu *inventory group* dibatasi oleh katup yang secara otomatis maupun manual bisa ditutup untuk mencegah aliran lebih lanjut apabila terjadi kegagalan pada PRD saat terjadi *overpressure* pada peralatan yang dilindungi oleh PRD.
- Menghitung massa total pada *inventory group*,  $Mass_{inv}$ .

$$\sum mass_{inv} = \sum_{i=1}^n mass_{comp,i}$$

- Menghitung *flow rate* untuk diameter 8 inch menggunakan persamaan 2.17 di bawah ini :

$$W_{max8} = \frac{C_d}{C_2} x A_8 x P_s \sqrt{\left( \frac{k \times MW \times gc}{R \times T_s} \right) \left( \frac{2}{k+1} \right)^{\frac{k+1}{k-1}}} \quad (2.17)$$

- Menghitung massa fluida tambahan,  $mass_{add,n}$ , untuk masing-masing ukuran lubang pelepasan, yang dapat menambah jumlah massa fluida dalam peralatan selama 3 menit dengan menggunakan rumus 2.18 berikut ini :

$$mass_{add,n} = 180 \times \min[W_n, W_{max8}] \quad (2.18)$$

5. Menentukan tipe *release*, *continuous* atau *instantaneous* yang digunakan untuk memodelkan disperse dan konsekuensi

API RBI memberikan dua pemodelan tipe pelepasan yaitu :

- a. *Instantaneous Release* – pelepasan sesaat atau *puff release* adalah pelepasan yang terjadi dengan sangat cepat sehingga cairan menyebar seperti awan yang besar atau *pool*.
- b. *Continuous Release* – pelepasan terus-menerus atau *plume release* adalah pelepasan yang terjadi selama jangka waktu yang lama, yang memungkinkan cairan untuk menyebar dalam bentuk elips memanjang (tergantung kondisi cuaca).

Besarnya waktu untuk masing-masing ukuran lubang pelepasan dihitung menggunakan persamaan 2.19 berikut ini :

$$t_n = \frac{C_3}{W_n} \quad (2.19)$$

6. Mengestimasi dampak sistem pendeteksi dan isolasi pada besarnya pelepasan

Perusahaan pengolahan petrokimia, biasanya memiliki berbagai sistem *deteksi*, *isolasi*, dan *mitigasi* yang dirancang untuk mengurangi efek dari pelepasan bahan-bahan berbahaya

7. Menentukan laju pelepasan dan massa untuk analisis konsekuensi  
Laju pelepasan (lb/s) *continuous* dihitung dengan persamaan (2.20), perhitungan tersebut digunakan sebagai input analisis konsekuensi.

$$Rate_n = W_n (1 - fact_{di}) \quad (2.20)$$

Sedangkan persamaan (2.21) digunakan untuk menghitung massa pelepasan *instantaneous*.

$$Mass_n = \min [(rate_n \times Id_n), mass_{avail,n}] \quad (2.21)$$

Dimana :

Raten : laju pelepasan (lb/s)

Idn : durasi kebocoran (second)

8. Menghitung konsekuensi kebakaran/ledakan

Konsekuensi area diestimasi dari perhitungan laju pelepasan (untuk pelepasan *continuous*) atau masa pelepasan (untuk pelepasan *instantaneous*).

- a. Menghitung konsekuensi area *component damage*

Konsekuensi area *component damage* dibedakan menjadi 4, yaitu:

- *Auto-ignition Not Likely, Continuous Release*

Konsekuensi area *Component Damage Auto-ignition Not Likely, Continuous Release*, dapat dihitung menggunakan rumusan (2.22) berikut ini:

$$CA_{cmd,n}^{AINL-CONT} = a(rate_n)^b \cdot (1 - fact_{mit}) \quad (2.22)$$

- *Auto-ignition Likely, Continuous Release*

Konsekuensi area *Component Damage Auto-ignition Likely, Continuous Release*, dapat dihitung menggunakan rumusan (2.23) berikut ini:

$$CA_{cmd,n}^{AIL-CONT} = a(rate_n)^b \cdot (1 - fact_{mit}) \quad (2.23)$$

- *Auto-ignition Not Likely, Instantaneous Release*

Konsekuensi area *Component Damage Auto-ignition Not Likely, Instantaneous Release*, dapat dihitung menggunakan rumusan (2.24) berikut ini :



$$CA_{cmd,n}^{AIDL-INST} = \min[\{a (mass_n)^b\}, C_7] \cdot \left(\frac{1-fact_{mit}}{eneff_n}\right) \quad (2.24)$$

- *Auto-ignition Likely, Instantaneous Release*

Konsekuensi area *Component Damage Auto-ignition Likely, Instantaneous Release*, dapat dihitung menggunakan rumusan (2.25) berikut ini:

$$CA_{cmd,n}^{AIDL-INST} = \min[\{a (mass_n)^b\}, C_7] \cdot \left(\frac{1-fact_{mit}}{eneff_n}\right) \quad (2.25)$$

b. Menghitung konsekuensi area *personel injury*

- *Auto-ignition Not Likely, Continuous Release*

Konsekuensi area *Personel Injury, Auto-ignition Not Likely, Continuous Release*, dapat dihitung menggunakan rumusan (2.26) berikut ini:

$$CA_{inj,n}^{AIDL-CONT} = [a (effrate_n^{AIDL-CONT})^b] \cdot (1 - fact_{mit}) \quad (2.26)$$

- *Auto-ignition Likely, Continuous Release*

Konsekuensi area *Personel Injury, Auto-ignition Likely, Continuous Release*, dapat dihitung menggunakan rumusan (2.27) berikut ini:

$$CA_{inj,n}^{AIDL-CONT} = [a (effrate_n^{AIDL-CONT})^b] \cdot (1 - fact_{mit}) \quad (2.27)$$

- *Auto-ignition Not Likely, Instantaneous Release*

Konsekuensi area *Personel Injury, Auto-ignition Not Likely, Instantaneous Release*, dapat dihitung menggunakan rumusan (2.28) berikut ini:

$$CA_{inj,n}^{AIDL-INST} = [a (effrate_n^{AIDL-INST})^b] \cdot \left(\frac{1-fact_{mit}}{eneff_n}\right) \quad (2.28)$$

- *Auto-ignition Likely, Instantaneous Release*

Konsekuensi area *Personel Injury, Auto-ignition Likely, Instantaneous Release*, dapat dihitung menggunakan rumusan (2.29) berikut ini:

$$CA_{inj,n}^{AIDL-INST} = [a (effrate_n^{AIDL-INST})^b] \cdot \left(\frac{1-fact_{mit}}{eneff_n}\right) \quad (2.29)$$

c. Menghitung *instantaneous/continuous blending factor* untuk masing-masing ukuran lubang pelepasan menggunakan persamaan 2.30, 2.31, atau 2.32 yang sesuai.

- Nilai *blending factor* untuk tipe pelepasan *continuous* dihitung menggunakan persamaan 2.30 berikut ini :

$$fact_n^{IC} = \min \left[ \left\{ \frac{rate_n}{C_5} \right\}, 1.0 \right] \quad (2.30)$$

Dengan nilai  $C_5 = 55.6$

- Nilai *blending factor instantaneous* apabila konstanta tidak disediakan maka nilai digunakan persamaan 2.31 di bawah ini:

$$fact_n^{IC} = 0.0 \quad (2.31)$$

- Nilai *blending factor* untuk pelepasan *instantaneous* tidak disediakan, sehingga digunakan persamaan 2.32 di bawah ini :

$$fact_n^{IC} = 1.0 \quad (2.32)$$

- d. Menghitung *AIT blending factor* menggunakan rumusan 2.33, 2.34, dan 2.35 yang sesuai.

$$fact^{AIT} = 0 \quad (2.33)$$

apabila  $T_s + C_6 \leq AIT$

$$fact^{AIT} = \frac{(T_s - AIT + C_6)}{2 \times C_6} \quad (2.34)$$

apabila  $T_s + C_6 > AIT > T_s - C_6$

$$fact^{AIT} = 1 \quad (2.35)$$

apabila  $T_s - C_6 \geq AIT$

- e. Menghitung *continuous/instantaneous blended consequence area* menggunakan rumusan 2.36 sampai 2.39 berdasarkan konsekuensi area yang sudah dihitung sebelumnya.

$$CA_{cmd,n}^{AIL} = CA_{cmd,n}^{AIL-INST} \times fact_n^{IC} + CA_{cmd,n}^{AIL-CONT} \times (1 - fact_n^{IC}) \quad (2.36)$$

$$CA_{cmd,n}^{AINL} = CA_{cmd,n}^{AINL-INST} \times fact_n^{IC} + CA_{cmd,n}^{AINL-CONT} \times (1 - fact_n^{IC}) \quad (2.37)$$

$$CA_{inj,n}^{AIL} = CA_{inj,n}^{AIL-INST} \times fact_n^{IC} + CA_{inj,n}^{AIL-CONT} \times (1 - fact_n^{IC}) \quad (2.38)$$

$$CA_{inj,n}^{AINL} = CA_{inj,n}^{AINL-INST} \times fact_n^{IC} + CA_{inj,n}^{AINL-CONT} \times (1 - fact_n^{IC}) \quad (2.39)$$

- f. Menghitung *AIT blended consequence area* untuk kerusakan komponen menggunakan rumusan 2.40 dan untuk cedera personel dengan menggunakan rumusan 2.41 di bawah ini.

$$CA_{cmd,n}^{flam} = CA_{cmd,n}^{AIL} \times fact^{AIT} + CA_{cmd,n}^{AINL} \times (1 - fact^{AIT}) \quad (2.40)$$

$$CA_{inj,n}^{flam} = CA_{inj,n}^{flam-AIL} \times fact^{AIT} + CA_{inj,n}^{AINL} \times (1 - fact^{AIT}) \quad (2.41)$$

## 9. Menghitung konsekuensi area *toxic*

Dalam perhitungan ini perlu menganalisis apakah terdapat kandungan asam sulfida ( $H_2S$ ) dalam fluida yang terdapat pada komponen yang dilindungi oleh PRD.

Fluida yang terdapat pada *plant* yang dijadikan sumber data penelitian ini mengandung asam sulfide ( $H_2S$ ) sebesar 0.10% sehingga konsekuensi area *toxic* perlu dihitung.

- a. Menghitung durasi *effective release of the toxic*  
Untuk setiap lubang *release yang dipilih*, hitung durasi *effective release of the toxic* dengan persamaan (2.42).

$$ld_n^{tox} = \min \left( 3000, \left\{ \frac{mass_n}{W_n} \right\}, \{60 \cdot ld_{max,n}\} \right) \quad (2.42)$$

- b. Menentukan persentase *toxic*,  $mfrac^{tox}$   
pada materi yang *ter-release*, fluida yang *release* adalah fluida murni,  $mfrac^{tox} = 1,00$ . Dalam perhitungan ini juga perlu diperhatikan jika ada lebih dari satu kandungan zat yang beracun (*toxic*) , prosedur ini dapat diulang untuk setiap komponen beracun.

$$H_2S = 0.1\%$$

$$mfrac^{tox} = 0.001$$

- c. Menghitung *release rate* dan *release mass* untuk fluida *toxic*  
untuk setiap skenario ukuran lubang *release*, hitung laju pelepasan *toxic*,  $rate_n^{tox}$ , dan massa massa yang terbuang,  $mass_n^{tox}$ , untuk digunakan sebagai analisis perhitungan konsekuensi *area toxic* dengan menggunakan persamaan (2.43) dan (2.44)

$$rate_n^{tox} = mfrac^{tox} \cdot W_n \quad (2.43)$$

$$mass_n^{tox} = mfrac^{tox} \cdot mass_n \quad (2.44)$$

- d. Menghitung konsekuensi area *toxic*,  $CA_{inj,n}^{tox}$   
Hitung konsekuensi area *toxic*,  $CA_{inj,n}^{tox}$  menggunakan persamaan (2.45) untuk kasus *continuous release* , dan persamaan (2.46) untuk kasus *instantaneous release*.

$$CA_{inj,n}^{tox-CONT} = C_8 \cdot 10^{(c \cdot \log_{10}[C_{4B} \cdot mass_n^{tox}] + d)} \quad (2.45)$$

$$CA_{inj,n}^{tox-INST} = C_8 \cdot 10^{(c \cdot \log_{10}[C_{4B} \cdot mass_n^{tox}] + d)} \quad (2.46)$$

- e. Mengulang langkah a-d bila ada *toxic* yang lain  
Pada analisis kali ini, *toxic* yang terkandung dalam fluida pada peralatan yang dilindungi oleh PRD hanya  $H_2S$
- f. Menghitung konsekuensi *final toxic*  
Menghitung konsekuensi area *final toxic* yang dialami oleh perorangan dengan menggunakan persamaan (2.47).

$$CA_{inj}^{tox} = \left( \frac{\sum gff_n \cdot CA_{inj,n}^{flam}}{gff_{total}} \right) \quad (2.47)$$

10. Menghitung *non-flammable, non-toxic consequence*

Konsekuensi *non-flammable* dan *non-toxic* dihitung pada fluida yang tidak mudah terbakar dan tidak beracun, namun berbahaya. Salah satu contohnya ialah kabut. Fluida yang dianalisis dalam tugas akhir ini dominan adalah methane. Fluida methane merupakan fluida yang tidak berwarna namun mudah terbakar, sehingga tidak termasuk dalam kategori ini.

11. Menentukan probabilitas kerusakan akhir peralatan dan cedera personil

Konsekuensi area untuk kerusakan komponen dapat dihitung dengan menggunakan persamaan 2.48 berikut ini :

$$CA_{cmd}^{flam} = \left( \frac{\sum_{n=1}^4 gff_n \times CA_{cmd,n}^{flam}}{gff_{total}} \right) \quad (2.48)$$

Konsekuensi area untuk cedera personel dapat dihitung dengan menggunakan persamaan 2.49 berikut ini :

$$CA_{inj}^{flam} = \left( \frac{\sum_{n=1}^4 gff_n \times CA_{inj,n}^{flam}}{gff_{total}} \right) \quad (2.49)$$

12. Menghitung konsekuensi akhir

Konsekuensi area akhir untuk kerusakan komponen dihitung dengan persamaan 2.50 berikut ini :

$$CA_{cmd} = \max[CA_{cmd}^{flam}, CA_{cmd}^{tox}, CA_{cmd}^{nfnt}] \quad (2.50)$$

Konsekuensi area akhir untuk cedera personel dihitung dengan persamaan 2.57 berikut ini :

$$CA_{inj} = \max[CA_{inj}^{flam}, CA_{inj}^{tox}, CA_{inj}^{nfnt}] \quad (2.51)$$

Konsekuensi akhir dihitung menggunakan rumusan 2.58 di bawah ini:

$$CA = \max[CA_{cmd}, CA_{inj}] \quad (2.52)$$

Beberapa asumsi digunakan dalam melakukan analisis konsekuensi antara lain:

- *Phase* fluida yang terlepas ke lingkungan ketika kegagalan terjadi diasumsikan dalam bentuk liquid atau gas. Secara umum, tidak ada pertimbangan yang diberikan akibat perubahan *temperature* fluida, hujan, dan *two-phase release*.

- *Fluid properties* untuk *representative* fluida berdasarkan nilai rata-rata dari *molecular weight* (MW), *normal boiling point* (NBP), *density*, *specific heats*, dan *auto-ignition temperature* (AIT).
- Probabiliti terjadi pembakaran sudah ditentukan berdasarkan fungsi dari *temperature*, AIT, dan *release type*. Probabiliti dari *release rate* bersifat konstan dan *independent*.
- Kondisi meteorologi di asumsikan tetap.
- Konsekuensi area tidak mempertimbangkan terlepasnya racun ketika reaksi pembakaran terjadi.
- Unsur dianggap beracun pada Central Processing Plant (CPP) adalah  $H_2S$ .

## 2.10. Risk Ranking

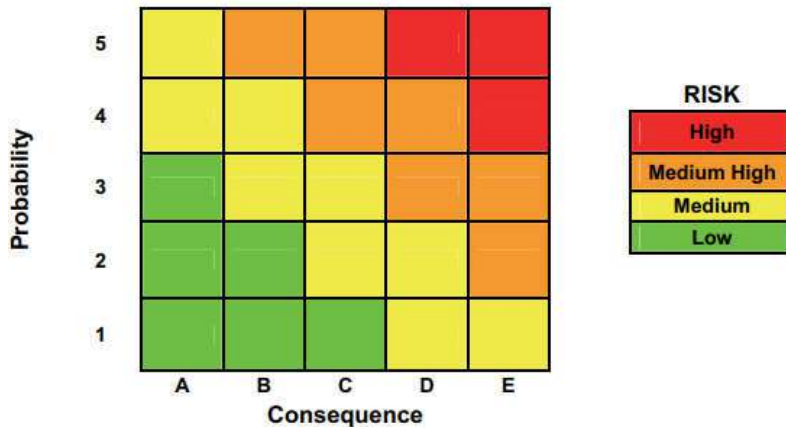
Memetakan nilai *Probability* dan *Consequence* pada matriks risiko adalah metode yang efektif untuk mempresentasikan risiko secara grafis. Probability di plotkan pada sumbu absis, bertambah besar dari titik awalnya. Pengeplotan ini menjadi tanggung jawab dari pengguna untuk mendefinisikan dan mendokumentasikan sebagai dasar untuk menentukan rentang kategori *Probability* dan *Consequence* dan target risiko yang digunakan. Studi implementasi inspeksi berbasis risiko terhadap *Central Processing Plant* (CPP) pada penelitian ini menggunakan *iso-risk line* dengan batas level risiko  $40 \text{ ft}^2$  ( $3,7 \text{ m}^2$ ). Tabel 2.1 merupakan table kategori nilai *probability of failure* dan *consequence of failure*. Terdapat beberapa pemodelan dalam *risk plotting* yang bisa digunakan seperti *risk matrix* dan *iso-risk plot*.

Tabel 2. 1 hubungan antara nilai *Probability of Failure* dan *Area based Consequence of Failure*

Probability Category		Consequence Category	
Kategori	Probability Range	Kategori	Range (m2)
1	$P_f(t, I, E) \leq 3.06E - 05$	A	$CA \leq 9.29$
2	$3.06E - 05 < P_f(t, I, E) \leq 3.06E - 04$	B	$9.29 < CA \leq 92.9$
3	$3.06E - 04 < P_f(t, I, E) \leq 3.06E - 03$	C	$92.9 < CA \leq 929$
4	$3.06E - 03 < P_f(t, I, E) \leq 3.06E - 02$	D	$929 < CA \leq 9,290$
5	$P_f(t, I, E) > 3.06E - 02$	E	$CA > 9,290$

## a) Risk Matrix

Menyajikan risiko dalam matrix adalah cara efektif untuk menunjukkan distribusi risiko untuk komponen dalam unit proses tanpa menggunakan nilai numeric. Dalam matrik risiko, kategori *probability* dan *consequence* disusun sedemikian rupa. Komponen risiko tertinggi mengarah kesudut kanan atas. **Gambar 2.15** merupakan *balance risk matrix* yang digunakan dalam studi inspeksi berbasis risiko.



Gambar 2 14 Balance Risk Matrix

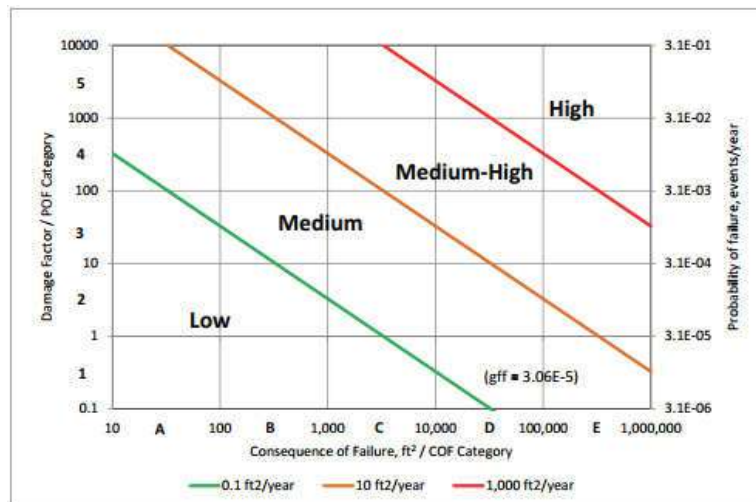
(Sumber : API RECOMMENDED PRACTICE 581)

**Gambar 2.15** digunakan untuk mengetahui level risiko pada setiap equipment secara *qualitatif*. Untuk menghilangkan *bias* dalam penentuan level risiko, batas level risiko 40 ft<sup>2</sup>/yr (3,7 m<sup>2</sup>/yr) digunakan.

## b) Iso Risk Plot

Metode lain yang efektif dalam menyajikan hasil risiko adalah plot iso-risk. Sebuah plot iso-risk secara grafis menunjukkan *Probability* dan Nilai *Consequence* dalam log-log, grafik dua dimensi di mana risiko meningkat menuju sudut kanan atas. Komponen dekat garis risiko iso mewakili tingkat risiko yang setara. Komponen diberi peringkat berdasarkan risiko untuk inspeksi, dan rencana inspeksi dikembangkan untuk komponen berdasarkan kriteria *acceptable risk* yang ditetapkan yang telah ditentukan. Gambar 2.16. menjelaskan setiap level risiko pada 0.1 ft<sup>2</sup>/yr, 10 ft<sup>2</sup>/yr, dan 100 ft<sup>2</sup>/yr. Karena risiko

yang diterima (*risk target*) pada level kurang dari 40 ft<sup>2</sup>/yr (3,7 m<sup>2</sup>/yr), maka setiap *equipment* yang memiliki risiko diatas garis 40 ft<sup>2</sup>/yr harus dilakukan inspeksi untuk mendapatkan informasi terbaru, jika sebaliknya risiko dapat diterima.



Gambar 2 15 Example Iso-Risk plot for Area Consequence

(Sumber : API RECOMMENDED PRACTICE 581)

## 2.11. Inspection Planning

Dalam suatu unit proses, Program Inspeksi dan pengetesan dibuat untuk mengetahui dan mengevaluasi penurunan mutu dikarenakan proses operasi. Karena hal itulah pada awalnya dengan tujuan memverifikasi integritas sebuah peralatan sebuah organisasi menentukan interval inspeksi berdasarkan waktu (*Time based inspection*).

Inspection planning disusun berdasarkan level risiko sebuah equipment pada saat analisis RBI dilaksanakan. Inspeksi tersebut jika dilaksanakan tidak serta merta mengurangi risiko yang terdapat pada sebuah *equipment* namun dengan melaksanakan inspeksi diharapkan mendapatkan informasi aktual pada sebuah *equipment*. Ketepatan dan akurasi sebuah informasi digunakan untuk lebih memahami kondisi sebuah *equipment* sehingga mampu mengurangi ketidakpastian (*uncertainty*) dalam analisis POF.

*Inspection planning* didesain untuk mendeteksi dan mengukur spesifik tipe dari korosi yang mungkin terjadi seperti *local corrosion* atau *general corrosion*,

*cracking*, atau tipe kerusakan yang lainnya. Setiap jenis kerusakan memiliki metode tersendiri untuk mendekteksi dan mengukurnya. Sehingga *inspection plan* dikatakan efektif jika metode inspeksi dan luasan daerah yang di inspeksi mewakili jenis kerusakan yang mungkin terjadi. Table 2.2 menjelaskan kategori dari *inspection effectiveness* secara umum.

Tabel 2. 2 Kategori *Inspection Effectiveness*

<b><i>Inspection Effectiveness Category</i></b>	<b><i>Inspection Effectiveness Description</i></b>	<b><i>Description</i></b>
A	<i>Highly Effective</i>	<i>The inspection methods will correctly identify the true damage state in nearly every case (or 80-100% confidence).</i>
B	<i>Usually Effective</i>	<i>The inspection methods will correctly identify the true damage state most of the time (or 60-80% confidence).</i>
C	<i>Fairly Effective</i>	<i>The inspection methods will correctly identify the true damage state about half of the time (or 40-60% confidence).</i>
D	<i>Poorly Effective</i>	<i>The inspection methods will provide little information to correctly identify the true damage state (or 20-40% confidence).</i>
E	<i>Ineffective</i>	<i>The inspection method will provide no or almost no information that will correctly identify the true damage state and are considered ineffective for detecting the specific damage mechanism (less than 20% confidence).</i>

Terdapat 4 kategori *inspection effectiveness pressure relieve device*, setiap kategori memiliki metode inspeksi dan dokumentasi informasi yang berbeda-beda. Tabel 2.3 menjelaskan kategori PRD *inspection effectiveness*.



Tabel 2. 3 kategori PRD *inspection effectiveness*.

<b>Inspection Effectiveness</b>	<b>Component Type</b>	<b>Description of Inspection</b>
<i>Highly Effective A</i>	<i>Pressure Relief Device</i>	<i>A bench test has been performed on the PRD in the as-received condition from the unit and the initial leak pressure, opening pressure and the reseal pressure has been documented on the test form. The inlet and outlet piping has been examined for signs of excessive plugging or fouling.</i>
<i>Usually Effective B</i>	<i>Pressure Relief Device</i>	<i>A bench test has been performed, however, the PRD was cleaned or steamed out prior to the bench test. Additionally, a visual inspection has been performed where detailed documentation of the condition of the PRD internal components was made. An in-situ test has been performed using the actual process fluid to pressurize the system.</i>
<i>Fairly Effective C</i>	<i>Pressure Relief Device</i>	<i>A visual inspection has been performed without a pop test, where detailed documentation of the condition of the PRD internal components was made. A trevite test or in-situ test has been performed where the actual process fluid was not used to pressurize the system.</i>
<i>Ineffective D</i>	<i>Pressure Relief Device</i>	<i>Valve overhaul performed; No pop test conducted/documentated</i>

Berdasarkan API 576 alasan untuk inspeksi dan pengetesan terhadap PRD sebagai fungsinya untuk melepaskan tekanan berlebih terhadap perlengkapan yang dilindungi karena gangguan operasional, kebakaran eksternal, dan bahaya lainnya. Bahaya ini dibahas dalam API 521. Kegagalan alat-alat penghilang tekanan berfungsi dengan baik ketika diperlukan dapat mengakibatkan tekanan berlebih pada *vessel, exchangers, boilers*, atau peralatan lain yang dilindungi oleh PRD. Inspeksi dan pengujian pada PRD berguna untuk memastikan kondisi PRD dalam kondisi operasi yang baik hal tersebut penting untuk keselamatan *personel* dan perlindungan peralatan selama keadaan *abnormal*.

Inspeksi pada *Pressure Relief Device* harus menentukan kondisi fisik dan operasi umum perangkat, dan memastikan bahwa kinerjanya memenuhi persyaratan untuk pemasangan yang diberikan. API 576 menyediakan dua jenis inspeksi yang bisa digunakan. Metode tersebut dengan "*shop inspection/overhauls*" dan "*visual on-stream inspection*" masing-masing teknik dalam melakukan inspeksi terhadap PRD dibahas pada sub bab 2.11.1 dan 2.11.2.

### 2.11.1 *Shop Inspection/Overhaul*

Secara berkala, PRD akan di pindahkan, dibongkar, dan diperiksa. Inspeksi ini disebut sebagai "*Shop Inspection/overhauls*" (meskipun ada beberapa kasus yang bisa diselesaikan dalam lapangan). Selain itu, ketika PRD dilepaskan, *inlet* dan *outlet* pipa harus diperiksa untuk keberadaan deposit internal, dan perlu adanya catatan untuk kondisi dan pembersihannya. Berikut adalah langkah dalam *shop inspection* :

a. Keamanan

Sebelum inspeksi dan perbaikan apapun pada PRD dijalankan, tindakan umum harus diambil untuk menjaga keamanan peralatan yang dilindungi oleh perangkat, terutama jika peralatan tersebut beroperasi. Ketika pemeriksaan dan perbaikan pada unit operasi diperlukan, operasi unit harus normal dan perlakuan yang tepat dan izin untuk pekerjaan harus diperoleh.

b. Pengidentifikasian *Valve*

Untuk meminimalkan kesalahan dalam pengujian dan penanganan PRD, masing-masing harus membawa tanda pengidentifikasi, stensil, pelat, atau sarana lain untuk menunjukkan nomor peralatan perusahaannya. Nomor ini siap mengidentifikasi unit perangkat, peralatan yang harus dipasang pada perangkat, tekanan yang ditetapkan perangkat, dan tanggal pengujian terakhirnya.

c. Catatan Kondisi Operasi

Riwayat operasi dari setiap PRD sejak pemeriksaan terakhir harus diperoleh dan harus mencakup informasi terkait seperti berikut:

- Informasi tentang gangguan dan efeknya pada katup
- Tingkat kebocoran saat dalam layanan
- *Any other evidence* yang tidak berfungsi
- Apakah ada *disk* yang pecah dibawah PRD telah diganti

Selain itu, catatan kinerja katup selama operasi sebelumnya harus diperiksa untuk menentukan apakah perubahan diperlukan dalam bahan atau komponen *valve* atau dalam interval pemeriksaan.

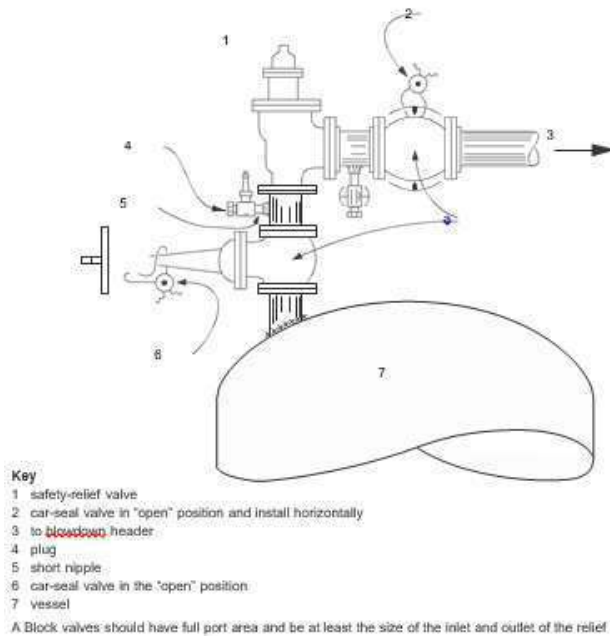
d. Pemindahan PRD dari Sistem Operasi

Hal yang perlu diperhatikan disini pemindahan PRD dari peralatan dalam operasi harus direncanakan untuk meminimalkan durasinya. Perangkat bantuan adalah perangkat keamanan dan harus diperlakukan seperti itu, Sebelum katup pelepas tekanan diperiksa dan / atau diperbaiki saat peralatan sedang beroperasi, tindakan pencegahan berikut harus dilakukan.

- Hanya orang yang berwenang yang harus mengisolasi perangkat bantuan dengan menutup setiap blok katup yang berdekatan di hulu atau hilir
- Ruang antara perangkat relief dan katup blok yang berdekatan harus dilepaskan ke lokasi yang aman untuk melepaskan cairan pembebanan yang terperangkap dan untuk menentukan apakah katup blok ditahan.
- ka katup blok tidak dipasang di sisi hilir perangkat pelepasan ke *header* umum, isolasi atau yang sesuai lainnya harus diterapkan untuk mencegah keluarnya aliran melalui pipa outlet terbuka jika salah satu perangkat bantuan lainnya terbuka
- Dalam situasi di mana perangkat bantuan harus diperbaiki di tempat, alat isolasi positif atau lain harus dimasukkan antara katup pelepas tekanan dan setiap katup hulu dan / atau blok hilir yang berdekatan sebelum katup pelepas tekanan bahkan sebagian dibongkar
- bagian dari pelepasan katup pelepas yang menyertai, pertimbangan serius harus diberikan untuk memasang *rupture disk* baru karena piringan dapat dengan mudah rusak. dan bisa gagal meledak pada tekanan yang tepat jika digunakan kembali.
- Semua *blinds* harus dilepas setelah perangkat bantuan diperiksa, diperbaiki, atau diganti. Katup blok pada inlet dan outlet harus dibuka dan dikunci atau disegel pada posisi itu. Gambar 2.16 menunjukkan instalasi katup tekanan-relief dengan katup blok tertutup rapat.

e. *Initial Inspection*

Banyak jenis endapan atau produk-produk korosi PRD yang mungkin longgar dan dapat putus selama pemindahan *valve* ke *workshop* untuk pemeriksaan, pengujian, pemeliharaan, dan pengaturan ulang. Segera setelah katup dikeluarkan dari sistem, inspeksi visual harus dilakukan. Gambar 2.17 menunjukkan deposit sulfur dalam katup. Ketika *fouling* adalah masalah sebaiknya mengumpulkan sampel untuk pengujian dan merekam lokasi dan penampakan deposit. Setiap penghalang di katup harus dicatat dan dihilangkan. Perlu diperhatikan valve yang telah terpapar bahan berbahaya bagi manusia atau yang mungkin mengandung bahan yang dapat menjadi sumber pengapian otomatis harus ditangani dengan tindakan pencegahan khusus.



Gambar 2.16 *Block Valves on Safety-relief Valve Inlet and Outlet Sealed Open and Bleeders Installed to Depressure Inlet and Outlet*  
(Sumber : API 576 *Inspection of Pressure Relief Device*)



Gambar 2.17 *Sulfur Deposits pada Body Valve*  
(Sumber : API 576 *Inspection of Pressure Relief Device*)

- f. Inspeksi inlet dan outlet perpipaan yang berdekatan  
Inspeksi perpipaan pada PRD akan sering menunjukkan kondisi perpipaan proses yang interiornya tidak terlihat. Perpipaan harus diperiksa apakah ada korosi, indikasi penipisan, dan endapan yang dapat mengganggu operasi katup. Karakter deposit dapat menunjukkan penyebab kebocoran dari katup dalam sistem tertutup.
- g. Pemindahan valve pada workshop  
Pengiriman PRD yang tidak tepat dapat memiliki efek merugikan pada pengoperasian perangkat. Perangkat pelepas tekanan harus diperlakukan dengan tindakan pencegahan yang sama seperti instrumentasi, dengan hati-hati untuk menghindari penanganan kasar atau kontaminasi sebelum pemasangan. Penanganan yang tidak tepat selama transportasi ke workshop menghasilkan *tes pop* yang tidak akurat, yang dapat menyebabkan penyesuaian yang tidak tepat terhadap interval pemeriksaan perangkat.
- h. Menentukan "As Received" Pop Pressure  
Periksa apakah segel utuh pada penutup sekrup set tekanan dan penutup sekrup ring blowdown. Sebelum katup dibongkar, tekanan pop katup harus diperoleh. Umumnya katup pelepas tekanan dipasang pada blok uji, dan tekanan saluran masuk perlahan-lahan ditingkatkan. Tekanan saat meregangkan katup dicatat sebagai tekanan pop "As Received". Biasanya, tekanan saluran masuk tidak meningkat melebihi 150% dari tekanan katup pelepas tekanan.
- i. *Visual Inspection*  
Setelah tes pop "*as received*", katup harus diperiksa secara visual untuk memperkirakan kondisinya ketika dikeluarkan dari *service*. Inspeksi ini harus dilakukan oleh perbaikan katup perbaikan katup mekanik kecuali terdapat kondisi korosi, endapan, atau kondisi dicatat dalam. Hasil pemeriksaan ini harus dicatat pada formulir yang sesuai.
- j. *Dismantling of Valve*  
Setelah katup diterima dan pengujian dan pemeriksaan visual awal selesai, mungkin diperlukan pembongkaran untuk pemeriksaan dan perbaikan toko secara menyeluruh. Jika katup telah diuji pada interval yang sesuai yang ditetapkan sesuai dengan API 510.
- k. Pembersihan dan Inspeksi bagian PRD

Untuk menjaga bagian-bagian setiap katup terpisah dari katup lain, bagian katup harus ditandai dengan benar, dipisah, dan dibersihkan secara menyeluruh. Bagian katup yang paling sering membutuhkan pembersihan adalah nozel, pegas, dan *seat*. Deposito yang sulit dihilangkan harus dibersihkan dengan pelarut, disikat dengan kawat, manik-manik kaca yang dihancurkan atau digores dengan hati-hati.

l. Pengkondisi dan penggantian Plat

Bagian yang di luar toleransi atau rusak harus diganti atau direkondisi. Rusak *spring*, *bellow*, dan komponen sekali pakai, bahkan yang tampaknya tidak rusak, harus diganti. Semua barang lembut, bahkan yang tampaknya tidak rusak, harus diganti. Suku cadang untuk katup pelepas tekanan tertentu harus diperoleh dari produsennya. Tubuh katup, *flensa*, dan kap mesin dapat direkondisi dengan cara yang sesuai untuk perbaikan pada bagian-bagian lain yang mengandung tekanan dari bahan yang sama. Jika bukti aus atau kerusakan ditemukan pada *disk* atau *nosel*, permukaan tempat duduk mereka mungkin dikerjakan atau dibelit. Ikuti rekomendasi pabrik saat merekondisi suku cadang katup.

m. *Reassembly of Valve*

Setelah katup diperiksa dan bagian-bagiannya telah direkondisi atau diganti, maka harus dipasang kembali sesuai dengan instruksi pabrik. Permukaan tempat duduk *nosel* dan piringan tidak boleh diminyaki. Jarak bebas antara bagian yang dirakit harus diperiksa. Sesuai dengan instruksi pabrik, pegas harus disesuaikan agar meletus sedekat mungkin dengan tekanan set yang diinginkan.

n. *Setting of Valve Set Pressure*

Setelah katup telah direkondisi dan dipasang kembali, pegasnya harus disesuaikan untuk terakhir kalinya untuk memastikan katup akan hilang pada kondisi yang diperlukan. Meskipun prosedur uji akan bervariasi sesuai dengan praktik tanaman setempat, katup umumnya dipasang di blok uji dan tekanan udara atau air dinaikkan secara perlahan sampai katup lepas.

o. *Completion of Necessary Record*

Semua catatan yang diperlukan harus diselesaikan sebelum katup ditempatkan kembali ke layanan. Dengan membantu menentukan kapan harus mengganti komponen katup dan kapan harus mengundurkannya, catatan sangat penting untuk penggunaan masa depannya yang efektif.

*p. Inspection, Testing, Maintenance, and setting*

PRD dapat diuji untuk tekanan yang diatur dan kebocoran dengan medium pengujian gas inert melalui pemeras. Metode ini lebih rendah daripada prosedur blok uji. Ini menghasilkan hasil pengujian yang tidak akurat untuk katup-katup pelepas tekanan duduk logam kecuali volume hulu yang mencukupi disediakan yang memungkinkan katup untuk membuka hingga setengah dari daya angkat penuh. Jika volume hulu yang tersedia tidak cukup untuk menyebabkan katup pelepas tekanan mencapai sekitar setengah angkat, penggunaan perangkat pengangkat terbatas dianjurkan untuk menghindari kerusakan katup dari pemuatan benturan yang disebabkan oleh terlalu cepatnya penutupan.

### 2.11.2 *Visual On-stream Inspection*

Inspeksi on-stream visual yang lengkap harus memastikan hal-hal berikut:

- Perangkat bantuan yang benar telah dipasang
- Identifikasi perusahaan (seperti *tag* atau *stencil*) menyediakan sarana untuk menetapkan tanggal tes terakhir dan pengaturan tekanan yang tepat untuk peralatan yang dilindungi oleh perangkat yang diidentifikasi.
- Informasi dalam cocok dengan catatan file peralatan dan bahwa interval uji yang ditetapkan belum terlampaui.
- Tidak ada sumbat, kerai, katup tertutup, atau obstruksi perpaan akan mencegah perangkat berfungsi dengan baik
- Segel yang dipasang untuk melindungi pengaturan pegas dan pengaturan pin cincin belum rusak.
- Perangkat bantuan tidak bocor. Katup pelepas tekanan yang telah dibuka dalam layanan sering bocor. Deteksi dan koreksi kebocoran ini menghilangkan hilangnya produk dan kemungkinan pencemaran serta mencegah fouling dan selanjutnya menempel pada katup. Jika katup adalah katup bellow, ventilasi bellow harus diperiksa untuk kebocoran.
- Lubang ventilasi terbuka dan bersih, dan perpipaan yang terhubung diarahkan ke lokasi yang aman. "Lokasi aman" bisa berarti atmosfer.
- Blok katup hulu dan hilir disegel atau dirantai dan dikunci pada posisi yang tepat. Perangkat yang memastikan bahwa katup blok dalam posisi yang tepat termasuk mengunci pita plastik, segel mobil, rantai dan gembok, dan perangkat penguncian khusus yang dibuat khusus untuk jenis katup blok tertentu. Kondisi lapangan harus mencerminkan diagram perpipaan dan instrumentasi yang berlaku (P & ID).

- Ventilasi, pemipaian debit, dan *nipple* kecil didukung dengan benar untuk menghindari kerusakan atau kebocoran. nipple yang tidak didukung atau berlebih dapat rusak selama pemeliharaan dan getaran.
  - Pengaliran tubuh katup dan saluran ventilasi tumpukan terbuka.
  - Setiap pengangkat tuas dapat dioperasikan dan diposisikan dengan benar.
  - Pelipatan, insulasi, atau pembersihan panas yang sangat penting untuk operasi yang tepat dari sistem bantuan masih utuh dan beroperasi dengan benar.
  - Alat pengukur yang dipasang sebagai bagian dari kombinasi piringan pecah dan katup pelepas tekanan atau alat untuk memeriksa tekanan antara katup pelepas tekanan dan katup blok dapat diservis. Verifikasi bahwa tidak ada penumpukan tekanan antara *rupture disk* dan PRD
  - Setiap disk yang pecah diorientasikan dengan benar.
- Meskipun interval yang dipilih untuk inspeksi on-stream harus bervariasi dengan keadaan dan sejarah inspeksi, inspeksi visual yang mencakup pemeriksaan kebocoran dan kerusakan getaran harus mengikuti setiap operasi PRD. Personil yang ditugaskan ke unit proses dapat melakukan inspeksi ini asalkan mereka berpengalaman untuk mengenali kebocoran atau kerusakan getaran apa pun.

## 2.12. Studi Hasil Penelitian Sebelumnya

### 1. Dyah Arina W.L.

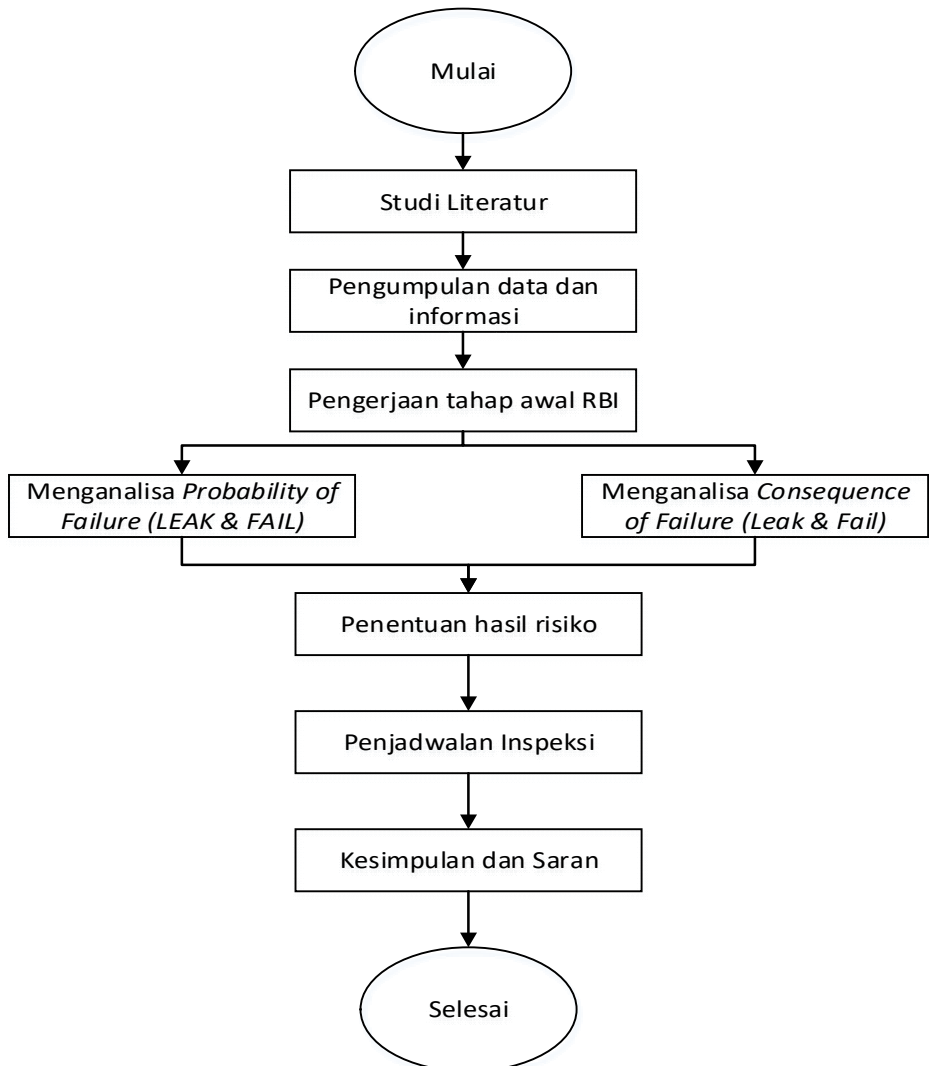
Penelitian menggunakan metode risk based inspection pada *pressure vessel* (salah satu aset yang dilindungi PRD) sebelumnya telah dilakukan oleh Dyah Arina W.L., Mahasiswi Departemen Teknik Sistem Perkapalan FTK-ITS. Hasil penelitian tersebut dapat disimpulkan bahwa umur sisa (*remaining life*) *pressure vessel* yaitu 11,1 tahun serta *inspection planning* diestimasi pada tahun ke-9 setelah dilakukan analisis RBI dengan menggunakan metode inspeksi yang diharapkan dapat diaplikasikan yaitu *UT Thickness*.



## BAB III METODOLOGI PENELITIAN

### 3.1. Gambaran Umum

Bab III dalam tugas akhir ini berisi skema pengerjaan. Bab ini menjadi inti dalam langkah-langkah yang dilakukan dalam melakukan analisis dan perhitungan guna mendapatkan tingkat level risiko dan perencanaan inspeksi. Gambar 3.1 menunjukkan diagram alur pengerjaan yang dilakukan.



Gambar 3. 1 Flowchart pengerjaan tugas akhir

### 3.2. Studi Literatur

Studi literatur dilakukan dengan tujuan untuk merangkum teori-teori dasar, acuan secara umum dan khusus, serta untuk memperoleh berbagai informasi pendukung lainnya yang berhubungan dengan pengerjaan penelitian ini. Studi literature dilakukan dengan cara membaca dan merangkum isi buku/*guideline*, skripsi/thesis yang berhubungan dengan tugas akhir, mencari jurnal ataupun mencari definisi-definisi istilah dalam tugas akhir, dan dengan melakukan diskusi dengan dosen pembimbing. Tabel 3.1 menunjukkan hasil studi literatur yang telah dilakukan.

Tabel 3. 1 Hasil studi literatur

Referensi	Hasil yang didapatkan
Penilaian Risiko dan Penjadwalan program Inspeksi pada <i>Pressure Relief Device</i> dengan Menggunakan metode <i>Risk Based Inspection</i> (RBI)	Referensi dalam menyusun latar belakang, metodologi penelitian, dan judul tugas akhir
Studi Aplikasi <i>Risk Based Inspection PRD</i> pada beberapa penelitian sebelumnya	Referensi tambahan dalam menyusun latar belakang dan metodologi penelitian
Oil and gas production handbook An introduction to oil and gas production, transport, refining and petrochemical industry	Referensi tambahan pengertian <i>Central Processing Plant Sistem Production Gas Separator</i>
Guideline : a. API 580 b. API 581 c. API 520 d. API 576	Pedoman dalam menyusun langkah-langkah dalam perhitungan <i>Risk Based Inspection</i> dan pentuan <i>inspection planning</i>
Pustaka Internet	Definisi istilah <i>Pressure Relief Device</i> , jenis-jenis <i>PRD</i> , dll
Diskusi dengan dosen pembimbing	- <i>PRD</i> yang dianalisis adalah yang diaplikasikan pada sistem <i>production gas separator</i>

	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Fluida di dalam <i>PRD</i> ialah <i>Gas alam mentah yang berasal dari wellhead</i> sehingga tekanan pada separator sangat tinggi.</li> <li>- Referensi dalam menyusun latar belakang, tujuan. Manfaat, dan rumusan masalah</li> </ul>
<i>Handbook of Non Destructive Evaluation</i>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Pengenalan program-program inspeksi NDE</li> <li>- Referensi dalam menyusun tinjauan pustaka</li> </ul>

### 3.3. Pengumpulan Data dan Informasi

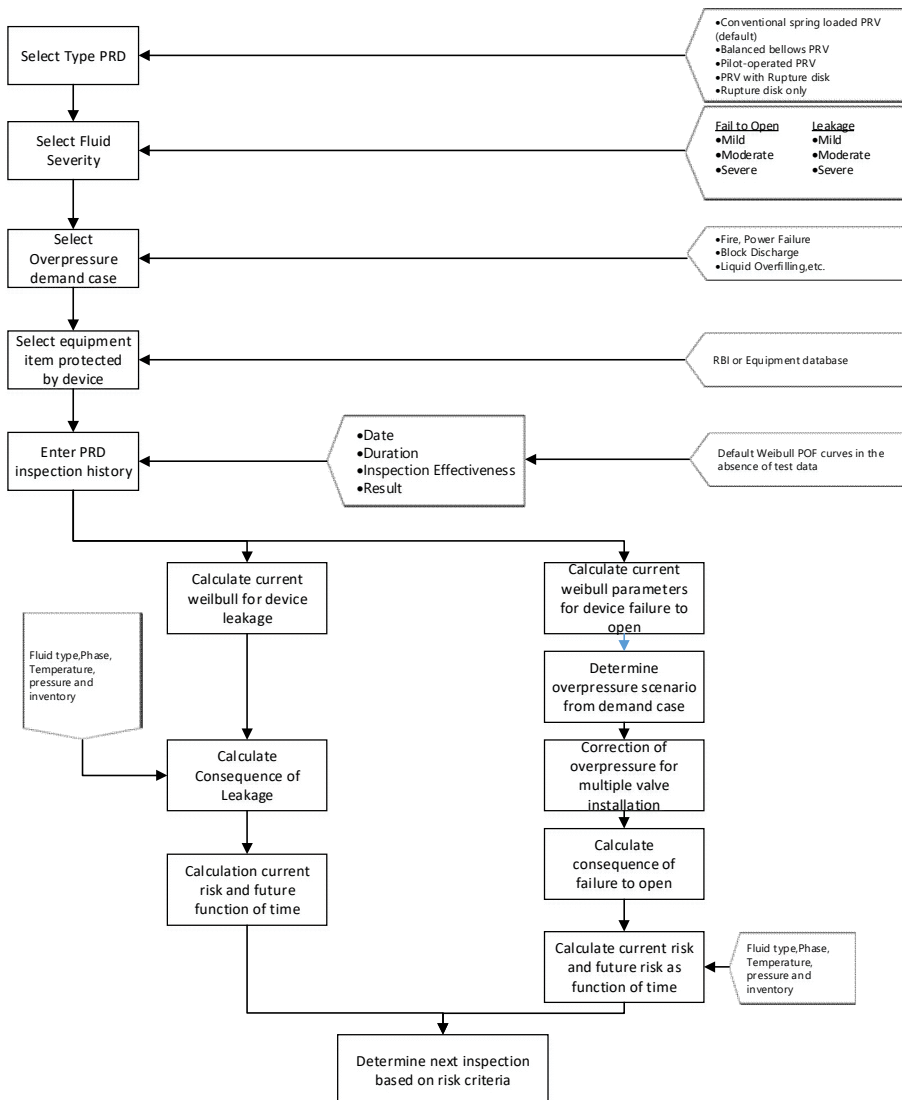
Metode pengumpulan data dilakukan dengan mengumpulkan data dari data yang dimiliki oleh dosen pembimbing yang berasal dari salah satu perusahaan pengolahan minyak dan gas bumi di Indonesia. Data yang dibutuhkan meliputi PFD, P&ID *Production Gas Separator system*, jenis fluida yang di proses, desain dan operasional PRD, Laporan interval waktu dan biaya Inspeksi, dan data-data lain yang mendukung dalam pengerjaan tugas akhir ini.

Untuk melakukan analisis secara kuantitatif inspeksi berbasis risiko *Pressure relieve Device* (PRD) diperlukan data-data seperti berikut:

- *No*
- *PRD TAG*
- *Type of PRD*
- *P&ID*
- *Max. Allowed Working Pressure, PSI*
- *Failure on Demand Model Available*
- *Leakage Model Available*
- *Fluid Severity*
- *History of Excessive Actuation*
- *History of Chatter*
- *Fluid Severity for Leakage*
- *PRD Contains Soft Seats (O-Rings)*
- *Rupture Disk Upstream of the PRD*
- *Installed Piping Vibration*
- *Pulsating or Cyclical Service (stream dari disp. Pump)*
- *Discharge Location*
- *Last Installation/Inspection-Refurbish Date*
- *Plan Date*
- *Regulatory Inspection Interval(yrs)*
- *Protected Equipment*
- *Inlet diameter, in*

Data-data yang telah didapatkan nantinya akan digunakan dalam melakukan perhitungan *probability of failure* (LEAK & FAIL), *consequence of failure* (LEAK & FAIL), risiko, penjadwalan program inspeksi, kesimpulan dan saran.

Setelah data dan informasi yang dibutuhkan didapat maka PRD RBI Methodology bisa diaplikasikan. Gambar 3.2. menjelaskan PRD RBI Methodology.



Gambar 3. 2 PRD RBI Methodology

### 3.4. Pengerjaan Tahap Awal RBI

Pada tahap ini perlunya beberapa *adjustment* yang perlu ditentukan sebelum melakukan perhitungan probabilitas maupun konsekuensi. Hal-hal yang perlu ada *adjustment* dalam melakukan penilaian menggunakan metode RBI pada PRD meliputi :

#### 3.4.1. Pemilihan Tipe PRD

API 581 memberikan pilihan tipe PRD yang digunakan untuk dianalisis. Terdapat beberapa jenis PRD :

- *Conventional spring loaded PRV (default)*
- *Balanced bellows PRV*
- *Pilot-operated PRV*
- *PRV with Rupture disk*
- *Rupture disk only*

Jenis-jenis PRD tersebut sudah dijelaskan pada bagian 2.2

#### 3.4.2. Menentukan Tingkat Bahaya Fluida yang Beroperasi

Dalam menentukan tingkat bahaya pada PRD. Pada API 581 pada table 7.4, jenis severity pada kasus fail dibagi menjadi *mild*, *moderate* dan *severe*. Salah satu Factor yang mempengaruhi adalah temperature fluida yang melewati PRD.

- Mild : temperature rendah kurang dari 500°F
- Moderate : temperature berkisar 500°F
- Severe : temperature lebih dari 500°F

#### 3.4.3. Menentukan penyebab terjadinya tekanan berlebih

Penyebab terjadinya *overpressure*/tekanan berlebih adalah karena beberapa factor berikut :

- *Fire, Power Failure*
- *Loss of Cooling*
- *Electrical Power Failure*
- *Block Discharge*
- *Control Valve fail Close at outlet*
- *Control Valve fail open at inlet*
- *Runaway chemical reaction*
- *Tube rupture*
- *Tower P/A or Reflux pump failure*
- *Thermal/ Hydraoulic expansion relief*
- *Liquid Overfilling*

#### 3.4.4. Menentukan peralatan yang Dilindungi

Penentuan PRD yang dilindungi bisa melihat pada P&ID sistem production gas separator. Penentuan peralatan yang dilindungi berguna untuk menghitung jumlah produk yang hilang apabila terjadi kegagalan pada PRD

#### 3.4.5. Memasukan Histori Inspeksi terhadap PRD

Inspeksi yang sudah pernah dilakukan perlu dianalisis, baik hasil yang didapatkan maupun keefektifitasan inspeksi yang dilakukan. Data inspeksi digunakan dalam perhitungan *probability of failure*. Data laporan inspeksi yang dibutuhkan untuk dapat mengevaluasi inspeksi meliputi:

- Jadwal dan Frekuensi
- Tipe/Metode Inspeksi
- Hasil inspeksi

Laporan hasil inspeksi yang didapat berhubungan dengan nilai *failure rate* yang akan dialami. Metode yang digunakan akan menunjukkan kategori keefektifan inspeksi yang dilakukan. Begitu pula dengan frekuensi inspeksi yang dilakukan.

### 3.4. Analisis Probability FAIL & LEAK

Setelah pengerjaan tahap awal RBI pada PRD maka akan dilakukan analisis *probability of failure* baik tipe kegagalan berupa FAIL maupun LEAK seperti yang dijelaskan pada bagian 2.8.

#### 3.4.1. perhitungan probabilitas of Failure (POF)

Berikut prosedur perhitungan yang digunakan untuk menentukan probabilitas kegagalan PRD untuk membuka pada inspeksi interval.

- a) Langkah 1 – pilih interval inspeksi,  $t_{insp}$
- b) Langkah 2 – menentukan weibul parameter,  $\beta$  dan  $\eta_{def}$
- c) Langkah 3 – Menentukan *adjustment Factor*,  $F_c$
- d) Langkah 4 – Menentukan *environment adjustment Factor*,  $F_{env}$
- e) Langkah 5 – menghitung Modified Characteristic life,  $\eta_{mod}$ .

Menggunakan persamaan (3.1)

$$\eta_{mod} = F_c + F_{env} + \eta_{def} \quad (3.1)$$

- f) Langkah 6 – Sesuai dengan sejarah inspeksi pada PRD, menjelaskan hasil catatan inspeksi menggunakan table *inspection effectiveness*

- g) Langkah 7 – meng-update *modified characteristic life*,  $\eta_{mod}$   
 h) Langkah 8 – untuk setiap pemodelan tekanan berlebih, tentukan *adjustment factor*,  $F_{o,j}$ , menggunakan persamaan dibawah ini.

$$F_{op,j} = 1.0 \quad \text{Untuk } \frac{Po,j}{Pset} < 1.3$$

$$F_{op,j} = 0.2 \quad \text{Untuk } \frac{Po,j}{Pset} > 4$$

$$F_{op,j} = 1 - \frac{1}{3.375} \cdot \left( \frac{Po,j}{Pset} - 1.3 \right) \quad \text{Untuk keadaan yang lain}$$

- i) Langkah 9 – untuk setiap scenario tekanan berlebih. Tentukan *adjustment factor* .  $EF_j$ .  
 j) Langkah 10 – menentukan *Demand rate reduction factor*,  $DRRF_j$ , yang dihitung berdasarkan lapisan perlindungan yang bisa mengurangi kemungkinan terjadinya tekanan berlebih.  
 k) Langkah 11 – Untuk setiap *over pressure demand case* . tentukan *demand rate* dari PRD,  $DR_j$ ,  
 l) Langkah 12 - Menentukan *Maximum Allowable Working Pressure* (MAWP)  
 m) Langkah 13 - Mengestimasi *Damage Factor*  
 n) Langkah 14 - Menghitung POF pada perlengkapan yang dilindungi sesuai dengan *overpressure*.  $P_{f,j}$ , menggunakan persamaan (3.2)

$$P_{f,j} = (0.0312881 \cdot gff_{total} \cdot Df \cdot Fms) e^{3.464837 \cdot \frac{Po,j}{MAWP}} \quad (3.2)$$

- o) Langkah 15 – menghitung POF, menggunakan persamaan (3.3)

$$P_{f,j}^{prd} = P_{fod,j} \cdot DR_j \cdot P_{f,j} \quad (3.3)$$

### 3.4.2. Perhitungan Probabilitas POL

Berikut prosedur perhitungan yang digunakan untuk menentukan probabilitas kegagalan PRD karena bocor pada inspeksi interval.

- a) Langkah 1 – pilih interval inspeksi,  $t_{insp}$   
 b) Langkah 2 – menentukan weibul parameter,  $\beta$  dan  $\eta_{def}$   
 c) Langkah 3 – Menentukan *adjustment Factor* ,  $F_s$   
 d) Langkah 4 – Menentukan *environment adjustment Factor*.  $F_{env}$   
 e) Langkah 5 – menghitung *Modified Characteristic life*,  $\eta_{mod}$ . Menggunakan persamaan (3.4)

$$\eta_{mod} = F_s + F_{env} + \eta_{def} \quad (3.4)$$

- f) Langkah 6 – Sesuai dengan sejarah inspeksi pada PRD, mengelaskan hasil catatan inspeksi menggunakan table *inspection effectiveness*
- g) Langkah 7 – meng-update modified characteristic life,  $\eta_{\text{mod}}$
- h) Langkah 8 – menghitung *probability of LEAK* untuk PRD dengan menggunakan persamaan (3.5)

$$P_{l,j}^{\text{prd}} = P_l^{\text{prd}} \cdot F_{\text{set}} \quad (3.5)$$

### 3.5. Analisis Consequences FAIL & LEAK

Konsekuensi Dalam penentuan konsekuensi dibedakan menjadi dua, yakni konsekuensi area dan konsekuensi berdasarkan biaya. Pada tugas akhir ini akan dilakukan analisis konsekuensi level 1 berdasarkan area. factor yang menjadi alasan tidak digunakannya risiko berdasarkan biaya karena tidak adanya data yang lengkap terkait biaya terhadap asset yang dimiliki , sehingga jika dipaksakan menggunakan pendekatan data biaya secara umum dikhawatirkan analisis perhitungan tidak *valid*.

Dalam perhitungan analisis konsekuensi kegagalan PRD berdasarkan API 581 diawali dengan menentukan nilai *overpressure* ketika terjadi kegagalan sebagai pengganti tekanan operasi. Langkah-langkah dalam menentukan nilai *overpressure* saat terjadi kegagalan adalah sebagai berikut :

1. Menentukan daftar skenario *overpressure* yang berlaku untuk peralatan yang dilindungi oleh PRD yang dievaluasi.
2. Untuk setiap *overpressure demand case* , memperkirakan jumlah tekanan berlebih,  $P_{o,j}$  yang mungkin terjadi selama *overpressure* jika PRD gagal membuka.
3. Untuk instalasi yang memiliki beberapa PRD , tentukan jumlah total area orifice PRD yang dipasang,  $A_{\text{prd}}$ , mencakup area PRD yang sedang dievaluasi.
4. Kurangi *overpressure* scenario yang ditentukan pada langkah 3 dengan faktor penyesuaian sesuai dengan persamaan (2.12).  

$$P_{o,j} = F_a \cdot P_{o,j}$$
5. Gunakan hasil dari langkah 4 sebagai pengganti tekanan operasi,  $P_s$ ,

Setelah mendapatkan nilai  $P_{o,j}$  sebagai pengganti tekanan operasi, maka langkah berikutnya menyesuaikan dengan perhitungan analisis



konsekuensi yang dikembangkan dalam bagian 3 API 581. Langkah-langkah tersebut sebagai berikut :

1. Menentukan fluida yang terlepas bila terjadi kegagalan berserta sifat-sifatnya, termasuk sifat didalamnya.
2. Memilih set ukuran lubang yang tercipta bila terjadi overpressure dan PRD mengalami kegagalan untuk menentukan kemungkinan konsekuensi pada perhitungan risiko.
3. Menghitung laju *loss of containment*,  $W_n$
4. Mengestimasi massa total dari fluida yang kemungkinan *release*,  $Mass_{avail}$
5. Menentukan tipe *release*, *continuous* atau *instantaneous* yang digunakan untuk memodelkan dispersi dan konsekuensi.
6. Mengestimasi dampak sistem pendeteksi dan isolasi.
7. Menentukan laju pelepasan ( $Rate_n$ ) dan massa ( $Mass_n$ ) untuk analisis konsekuensi
8. Menghitung konsekuensi kebakaran/ledakan,  $CA_{cmd,n}^{flam}$  &  $CA_{inj,n}^{flam}$
9. Menghitung konsekuensi area *toxic*,  $CA_{inj}^{tox}$
10. Menghitung *non-flammable, non-toxic consequence*
11. Menentukan probabilitas kerusakan akhir peralatan dan cedera personil,  $CA_{cmd}^{flam}$  , &  $CA_{inj}^{flam}$
12. Menghitung konsekuensi akhir,  $CA$

### 3.6. Penentuan Level Risiko

Risiko didapatkan dari hasil perkalian probabilitas kegagalan dengan konsekuensi kegagalan. Penentuan tingkat risiko dilakukan dengan membandingkan nilai risiko yang didapatkan dengan risk target. Apabila hasil perbandingan menunjukkan bahwa risiko lebih besar dari *risk target* , maka akan dilakukan langkah mitigasi. Langkah mitigasi dapat dilakukan dengan cara melakukan inspeksi sesuai dengan jadwal dan metode yang diharapkan dapat meminimalkan nilai risiko tersebut.

### 3.7. Inspection Planning

*Inspection planning* disusun berdasarkan level risiko sebuah equipment pada saat analisis RBI dilaksanakan. Inspeksi tersebut jika dilaksanakan tidak serta merta mengurangi risiko yang terdapat pada sebuah *equipment*, namun dengan melaksanakan melaksanakan inspeksi diharapkan mendapatkan

informasi actual pada sebuah *equipment* dalam hal ini adalah PRD. Ketetapan dan akurasi sebuah informasi digunakan untuk lebih memahami kondisi sebuah *equipment* sehingga mampu mengurangi ketidakpastian (*uncertainty*) dalam analisis POF.

### **3.8. Kesimpulan dan Saran**

Langkah terakhir ialah pengambilan keputusan dari hasil perbandingan inspeksi yang telah diterapkan pada perusahaan terkait. Pada tahapan terakhir ini nantinya akan diambil kesimpulan dari serangkaian analisis tugas akhir ini. Pada tahapan ini juga akan dirumuskan usulan-usulan atau saran yang dapat dijadikan referensi pengambilan keputusan selanjutnya.

## **BAB IV**

### **ANALISIS DATA DAN PEMBAHASAN**

#### **4.1. DATA PRD**

Dalam perhitungan *risk based inspection* (RBI) dibutuhkan data mengenai desain dan konstruksi *PRD*, data operasional *PRD*, data fluida gas yang disimpan didalam *perlengkapan yang dilindungi*, data inspeksi dan data-data lain yang mendukung dalam tugas akhir ini. Data-data tersebut akan diolah sesuai dengan rumusan perhitungan yang terdapat pada API 581 baik dalam perhitungan *probability* maupun *consequence*. Di bawah ini merupakan penjelasan lebih detail mengenai data-data yang akan dianalisis :

##### 4.1.1. Data General

Data General adalah data umum yang harus dimiliki oleh setiap *PRD*. Data ini terdiri dari : *Tag Number, quantity, service, protection item no., nozzle, PID Number , Design Type, Bonnet Type, Nace Requirement*. Data-data ini berfungsi sebagai identitas *PRD* yang dianalisis agar tidak terjadi kesalahan *equipment*.

##### 4.1.2. Process Condition

Merupakan data yang melekat pada *PRD* selama proses berlangsung. Pada data ini didapatkan data fluid, *state, required capacity, molecular weight, Operating Pressure, Set Pressure, Operating Temperatur, Relieving Temperatur, Back Pressure, % Allowable Overpressure, Overpressure Factor, Compressible Factor, Laten Heat of Vaporation, Ratio of Specific Heats (Cp/Cv), Relief Density, Relief Viscosity, Barometric Pressure*. Dari inputan data ini digunakan untuk menghitung probabilitas kegagalan dan konsekuensinya.

##### 4.1.3. Design Condition

Data yang menerangkan karakteristik yang dialami oleh *PRD* saat di design. Data ini meliputi : design pressure dan design temperature.

#### 4.1.4. Basis and Selection

Data yang menerangkan standart yang digunakan dalam mendesain maupun kontruksi PRD. Data ini meliputi : *Design Code, Sizing Basis, Calculated area , Selected Area, Orifice Designation.*

#### 4.1.5. Connection

Untuk mengetahui data perihal karakteristik pada sambungan PRD bisa melihat pada bagian data ini. Data ini meliputi : Size inlet / outlet, Rating (in/out), facing.

#### 4.1.6. MATERIALS

Data kontruksi material yang digunakan dalam pembuatan PRD. Data ini meliputi : *Body and Bonnet, Seat and Rings, Resilient Seat Seal, Guide and Rings, Spring.*

Tabel 4. 1 Data Pressure Relief Device PSV-0001A

GENERAL	
Tag Number	: PSV-0001A
Quality	: 1 (one)
Service	: Production Header
Protection item No.	: 16-HF-0063-15R
Nozzle (full/semi)	: FULL
PID No.	: SNO-R-PI-003
Design Type	: Conventional
Bonnet Type	: Bolted
Nace Requirement	: Yes
PROCESS CONDITIONS	
Fluid	: Hydrocarbon
State	: Liquid
Required Capacity	: 209.4
Molecular Weight	: 20.19
Operating Pressure	: 920 psig
Set Pressure	: 3200 psig
Operating Temperatur	: 142 °F
Relieving Temperatur	: 142 °F
Back Pressure	: 200 psig

<b>% Allowable Overpressure</b>	: 10%
<b>Overpressure Factor</b>	:
<b>Compressible Factor</b>	: 0.883
<b>Laten Heat of Vaporation</b>	:
<b>Ratio of Specific Heats (Cp/Cv)</b>	: 1.36
<b>Relief Density</b>	: 3.78 Lb/ft <sup>2</sup>
<b>Relief Viscosity</b>	: 0.014 cP
<b>Barometric Pressure</b>	: 14.7 psia
<b>DESIGN CONDITION</b>	
<b>Design Pressure</b>	: 3200 psig
<b>Design Temperatur</b>	: 250 °F
<b>CONNECTION</b>	
<b>Size inlet / outlet</b>	: 1.5
<b>Rating (in/out)</b>	: 1500# /#300
<b>facing</b>	: RTJ/RF
<b>MATERIALS</b>	
<b>Body and Bonnet</b>	: SA995 GR,4A(NACE)
<b>Seat and Rings</b>	: Duplex Stainlesss Steel
<b>Resilient Seat Seal</b>	: N/A
<b>Guide and Rings</b>	: Duplex Stainlesss Steel
<b>Spring</b>	: Duplex Stainlesss Steel
<b>Bellow</b>	: -

*Tabel 4. 2 Data Pressure Relief Device PSV-1101A/B/C*

<b>GENERAL</b>	
<b>Tag Number</b>	: PSV-1101 A/B/C
<b>Quality</b>	: 3(three)
<b>Service</b>	: Production Header train 1
<b>Protection item No.</b>	: 16"-HF-1004-6R
<b>Noozle (full/semi)</b>	: FULL
<b>PID No.</b>	: SNO-R-PI-003
<b>Design Type</b>	: bellow
<b>Bonnet Type</b>	: Bolted
<b>Nace Requirement</b>	: Yes
<b>PROCESS CONDITIONS</b>	
<b>Fluid</b>	: Hydrocarbon
<b>State</b>	: 2 phase
<b>Required Capacity</b>	: 190157.5 lb/h
<b>Molecular Weight</b>	: 20.19
<b>Operating Pressure</b>	: 920 psig

<b>Set Pressure</b>	: 3200 psig
<b>Operating Temperatur</b>	: 142 °F
<b>Relieving Temperatur</b>	: 142 °F
<b>Back Pressure</b>	: 153 psig
<b>% Allowable Overpressure</b>	: 10%
<b>Overpressure Factor</b>	:
<b>Compressible Factor</b>	: 0.883
<b>Latent Heat of Vaporation</b>	:
<b>Ratio of Specific Heats (Cp/Cv)</b>	: 1.442
<b>Relief Density</b>	: 3.31 Lb/ft <sup>3</sup>
<b>Relief Viscosity</b>	: 0.014 cP
<b>Barometric Pressure</b>	: 14.7 psia
<b>DESIGN CONDITION</b>	
<b>Design Pressure</b>	: 1300 psig
<b>Design Temperatur</b>	: 250 °F
<b>CONNECTION</b>	
<b>Size inlet / outlet</b>	: 4 inch / 6 Inch
<b>Rating (in/out)</b>	: 900# /#1500
<b>facing</b>	: RTJ/RF
<b>MATERIALS</b>	
<b>Body and Bonnet</b>	: SA995 GR,4A(NACE)
<b>Seat and Rings</b>	: Duplex Stainless Steel
<b>Resilient Seat Seal</b>	: N/A
<b>Guide and Rings</b>	: Duplex Stainless Steel
<b>Spring</b>	: Duplex Stainless Steel
<b>Bellow</b>	: -

Tabel 4. 3 Data Pressure Relief Device PSV-1102A

<b>GENERAL</b>	
<b>Tag Number</b>	: PSV-1102 A
<b>Quality</b>	: 2 (two)
<b>Service</b>	: Production separator
<b>Protection item No.</b>	: SNO-V-1102
<b>Nozzle (full/semi)</b>	: FULL
<b>PID No.</b>	: SNO-R-PI-005
<b>Design Type</b>	: bellow
<b>Bonnet Type</b>	: Bolted
<b>Nace Requirement</b>	: Yes
<b>PROCESS CONDITIONS</b>	
<b>Fluid</b>	: Hydrocarbon

<b>State</b>	: Gas
<b>Required Capacity</b>	: 8380 lb/h
<b>Molecular Weight</b>	: 22.1
<b>Operating Pressure</b>	: 905 psig
<b>Set Pressure</b>	: 1300 psig
<b>Operating Temperatur</b>	: 120 °F
<b>Relieving Temperatur</b>	: 373 °F
<b>Back Pressure</b>	: 195 psig
<b>% Allowable Overpressure</b>	: 21%
<b>Overpressure Factor</b>	:
<b>Compressible Factor</b>	: 0.9572
<b>Laten Heat of Vaporation</b>	: 295.38 btu/lb
<b>Ratio of Specific Heats (Cp/Cv)</b>	: 1.474
<b>Relief Density</b>	: 3.398 Lb/ft <sup>2</sup>
<b>Relief Viscosity</b>	: 0.014 cP
<b>Barometric Pressure</b>	: 14.7 psia
<b>DESIGN CONDITION</b>	
<b>Design Pressure</b>	: 1300 psig
<b>Design Temperatur</b>	: 374 °F
<b>CONNECTION</b>	
<b>Size inlet / outlet</b>	: 1.5 inch / 3 Inch
<b>Rating (in/out)</b>	: 900# / #1500
<b>facing</b>	: RTJ/RF
<b>MATERIALS</b>	
<b>Body and Bonnet</b>	: ASTM A351 GR.CF8M (NACE)
<b>Seat and Rings</b>	: ss316
<b>Resilient Seat Seal</b>	: N/A
<b>Guide and Rings</b>	: ss316
<b>Spring</b>	: ss316
<b>Bellow</b>	: - ss316

Tabel 4. 4 Data Pressure Relief Device PSV-1105A/B

<b>GENERAL</b>	
<b>Tag Number</b>	: PSV-1105 A/B
<b>Quality</b>	: 2 (two)
<b>Service</b>	: Production Filter Coalescer
<b>Protection item No.</b>	: SNO-F-1105A/B
<b>Noozle (full/semi)</b>	: FULL
<b>PID No.</b>	: SNO-R-PI-007
<b>Design Type</b>	: bellow

<b>Bonnet Type</b>	: Bolted
<b>Nace Requirement</b>	: Yes
<b>PROCESS CONDITIONS</b>	
<b>Fluid</b>	: Hydrocarbon
<b>State</b>	: Gas
<b>Required Capacity</b>	: 5.606 lb/h
<b>Molecular Weight</b>	: 19.97
<b>Operating Pressure</b>	: 900 psig
<b>Set Pressure</b>	: 1300 psig
<b>Operating Temperatur</b>	: 120 °F
<b>Relieving Temperatur</b>	: 486 °F
<b>Back Pressure</b>	: 195 psig
<b>% Allowable Overpressure</b>	: 21%
<b>Overpressure Factor</b>	:
<b>Compressible Factor</b>	: 0.9913
<b>Laten Heat of Vaporation</b>	: 163.82 btu/lb
<b>Ratio of Specific Heats (Cp/Cv)</b>	: 1.235
<b>Relief Density</b>	: 2.608 Lb/ft2
<b>Relief Viscosity</b>	: 0.019 cP
<b>Barometric Pressure</b>	: 14.7 psia
<b>DESIGN CONDITION</b>	
<b>Design Pressure</b>	: 1300 psig
<b>Design Temperatur</b>	: 487 °F
<b>CONNECTION</b>	
<b>Size inlet / outlet</b>	: 1.5 inch / 3 Inch
<b>Rating (in/out)</b>	: 900# /#1500
<b>facing</b>	: RTJ/RF
<b>MATERIALS</b>	
<b>Body and Bonnet</b>	: ASTM A351 GR.CF8M (NACE)
<b>Seat and Rings</b>	: ss316
<b>Resilient Seat Seal</b>	: N/A
<b>Guide and Rings</b>	: ss316
<b>Spring</b>	: Tungsten steel
<b>Bellow</b>	: ss316



#### 4.2. Data Komposisi Fluida

Kandungan fluida yang diproses pada sistem *production gas separator* bisa diketahui dengan melihat data perusahaan pada file *heat material balance* (HMB). Data tersebut bisa dilihat pada table 4.5.

Tabel 4. 5 Kandungan fluida pada sistem *Production gas separator*

Steam Name	Inlet Gas Separator Gas Inlet
<b>Composition MOLE %</b>	
<b>H2S</b>	0.1
<b>CO2</b>	5.00
<b>METHANE</b>	81.34
<b>ETHANE</b>	3.94
<b>PROPANE</b>	2.01
<b>H2O</b>	2.31

Dari data tersebut diketahui bahwa fluida yang paling dominan adalah methane yang bersifat sangat mudah terbakar. Fluida juga mengandung H<sub>2</sub>S dan H<sub>2</sub>O yang memiliki sifat korosif. Sementara untuk data operasional fluida yang melewati sistem *production gas separator* bisa dilihat pada table 4.6.

Tabel 4. 6 data *operational fluida* pada sistem *Production gas separator*

Overall	dimensi	Inlet Gas Separator Gas Inlet
<b>Vapor Fraction</b>		0.942
<b>Pressure</b>	Psig	1002
<b>Temperature</b>	Lb/hr	120
<b>Mass Flow</b>		20920
<b>Molecular Weight</b>		22.25
<b>Mass Dencity</b>	Lb/ft <sup>3</sup>	4.42
<b>Mass Heat Capacity</b>	Btu/Lbf	0.60
<b>Heat Flow</b>	MMBtu/hr	-40.9

#### 4.3. Analisis Risiko

Untuk kepentingan laporan, pada laporan ini ditampilkan analisis perhitungan untuk PSV-0001 sedangkan detail perhitungan bisa dilihat pada lampiran 1. Sedangkan perhitungan untuk PSV-1101A/B/C ;PSV-1201A/B/C; PSV-1102A; dan PSV-1105A/B akan dirangkung pada tabel 4.8 sampai 4.10.

#### 4.3.1. Analisis Probabilitas PRD gagal membuka PSV-0001A

Perhitungan mendasar yang diterapkan pada PRD untuk kasus kegagalan membuka adalah dengan mengestimasi *overpressure demand case frequency* (atau tingkat permintaannya), Probabilitas PRD gagal untuk membuka saat dibutuhkan, dan probabilitas bahwa peralatan yang dilindungi pada tekanan berlebih akan mengalami *loss containment*. Sehingga bisa dibuat persamaan (4.1).

$$P_{f,j}^{prd} = P_{fod,j} \cdot DR_j \cdot P_{f,j} \quad \text{Persamaan (4.1)}$$

Langkah langkah dalam menghitung probabilitas PRD gagal membuka adalah sebagai berikut.

1. Menentukan Inspection Interval,  $t_{ins}$ . Disini diestimasikan selama 4 tahun . sesuai dengan PERMEN ESDM no.38 tahun 2017 yang mengatur untuk melakukan inspeksi dengan metode *time based* selama 4 tahun sekali. Sehingga *output* dari perhitungan ini didapatkan besarnya probabilitas PRD gagal membuka saat dilakukan inspeksi setelah 4 tahun inspeksi dan didapat kesimpulan apakah rentang waktu 4 tahun dalam melakukan inspeksi terhadap PRD sudah efektif atau belum.
2. Menentukan weibull parameter  $\beta$  and  $\eta_{def}$  yang disesuaikan dengan table 7.5 pada lampiran 4A. dengan beberapa indikator dari fluida yang didapat dari data PRD yang tertera pada lampiran 1. Adapun indikator yang berperan meliputi :
  - *Fluid Service* : Methane  
*Fluid service* dipilih berdasarkan kandungan fluida dominan yang terdapat pada *equipment* yang dilindungi oleh PRD. Fluid service bisa dilihat pada data HMB (*Heat Material Balance*) yang terdapat pada laporan ini pada lampiran 3A
  - *Typical Temperature* : 142 °f
  - *Fluid Severity: Mild*  
 Kategori *fluid severity* bisa ditentukan dengan mengacu pada temperature pada fluida yang melewati PRD. table 7.4 pada lampiran 4A menyediakan acuan dalam penentuan jenis *fluid severity*
  - *Design Type PRD: Conventional*
  - *Discharge Location* : *discharge to flare with flare recovery system*

Penilaian *discharge location* dengan mengacu pada P&ID (*Piping & Instrument Diagram*) . pada gambar yang terdapat pada P&ID, PRD terhubung dengan sistem *flare* sehingga *discharge location* masuk dalam kategori *discharge to flare with flare recovery system*.

Dari beberapa indikator diatas kemudian diplotkan dalam table 7.5 yang terdapat pada lampiran 4A. sehingga didapat nilai weibull parameter sebagai berikut

$$B = 1.80 \text{ dan } \eta_{def} = 50.5$$

3. Menentukan *adjustment factor*. karena PRD yang dianalisa berjenis *Conventional* dan sistem discharge terhubung ke *flare* maupun closed system. Sehingga nilai  $F_c$  adalah 0.75
4. Menentukan environment factor,  $F_{env}$  dengan mempertimbangkan lingkungan berkontribusi membuat kegagalan pada PRD. Table 7.6 pada lampiran 4A menyediakan *adjustment factor* yang bergantung dengan temperature operasi. Pada PSV-0001A memiliki *Typical Temperature* 142 °f sehingga Nilai pada penilaian ini nilai  $F_{env}$  adalah 1.0
5. Hasil dari beberapa perhitungan sebelumnya di modifikasi dengan persamaan (4.2).

$$\eta_{mod} = F_c \cdot F_{env} \cdot \eta_{def} \quad (4.2)$$

$$\begin{aligned} \eta_{mod} &= 0.75 \cdot 1.00 \cdot 46.10 \\ &= 34.575 \end{aligned}$$

6. Apabila PRD sudah pernah diinspeksi. Maka data bisa meninjau hasil inspeksi. Apakah PRD sukses atau gagal. Apakah mengalami kebocoran atau tidak. Sehingga bisa menentukan *confidence Factor*.  $C_{fi}$ .
  - a. Menentukan *inspection Effectiveness*  
Tidak terdapat bukti telah dilakukannya inspeksi terhadap PSV-0001A sehingga pada perhitungan ini diasumsikan PRD memiliki *inspection Effectiveness type D*. untuk penjelasan tipe D dan tipe lainnya disediakan pada table 7.16 pada lampiran 4A.
  - b. Menentukan *confidence factors*,  $C_{fi}$   
Apabila PRD pernah diinspeksi sebelumnya, perlu adanya pencatatan terhadap kondisi PRD apakah PASS/FAIL maupun NO

LEAK/LEAK sehingga bisa menentukan *confidence factors*,  $C_{fi}$ , dengan menggunakan data yang terdapat pada table 7.8 pada lampiran 4A.  $C_{fi}$  digunakan untuk setiap inspeksi yang telah dilaksanakan. Namun pada perhitungan kali ini, karena PSV-0001A belum pernah dilakukan sehingga nilai  $C_{fi} = 0$

- c. Menentukan waktu durasi jarak,  $t_{dur,i}$  setiap dilakukannya inspeksi. Perhitungan  $t_{dur,i}$  menggunakan persamaan (4.3).

$$t_{dur,i} = \text{RBI date} - \text{Last Inspection} \quad (4.3)$$

karena PSV-0001A belum pernah dilakukan inspeksi sehingga diestimasikan *last inspection* dilaksanakan pada tanggal 25 Agustus 2018 dan RBI date dilakukan 4 tahun kemudian sesuai dengan rekomendasi PERMEN ESDM no.38 tahun 2017. sehingga

$$t_{dur,i} = 4 \text{ tahun}$$

7. Mulai dari catatan inspeksi paling awal,  $\eta_{mod}$  perlu diperbarui dengan mengacu pada langkah 5. Adapun langkah dalam mengupdate  $\eta_{mod}$

- a. Menghitung POF Sebelumnya,  $P_{f,Prior}^{prd}$

Menghitung POF sebelumnya berdasarkan persamaan (4.4). inputan berasal dari beberapa langkah yang sudah dijelaskan dilangkah sebelumnya. Untuk catatan inspeksi yang pertama  $\eta_{upd} = \eta_{mod}$

$$P_{f,Prior}^{prd} = 1 - \exp\left[-\left(\frac{t}{\eta_{upd}}\right)^\beta\right] \quad (4.4)$$

$$P_{f,Prior}^{prd} = 1 - \exp\left[-\left(\frac{4}{34.57}\right)^{1.8}\right]$$

$$P_{f,Prior}^{prd} = 0.02039$$

- b. Menghitung POF passing,  $P_{p,Prior}^{prd}$  Sebelumnya dengan menggunakan persamaan (4.5)

$$P_{p,Prior}^{prd} = 1 - P_{f,prior}^{prd} \quad (4.5)$$

$$P_{p,Prior}^{prd} = 1 - 0.02039$$

$$P_{p,Prior}^{prd} = 0.9796075$$

- c. Menentukan kondisional POF,  $P_{f,Prior}^{prd}$

Kondisional POF bisa diitung dengan menggunakan persamaan (4.6).

$$P_{f,cond}^{prd} = (1-CF_{pass}).P_{p,prior}^{prd} \quad (4.6)$$

$Cf_{pass} = 0$  didapat dari perhitungan pada langkah 6b

$$P_{f,cond}^{prd} = (1-0).0.9796$$

$$P_{f,cond}^{prd} = 0.9796$$

- d. Menghitung weighted POF,  $P_{f,wgt}^{prd}$

POF perlu dilakukan perhitungan pembobotan dengan menggunakan persamaan (4.7). persamaan tersebut dipilih dari table 7.9 lampiran 4A karena diestimasi hasil inspeksi terhadap PRD adalah *pass*.

$$P_{f,wgt}^{prd} = P_{f,prior}^{prd} - 0.2 \cdot P_{f,prior}^{prd} \left( \frac{t}{\eta} \right) + 0.2 \cdot P_{f,cond}^{prd} \left( \frac{t}{\eta} \right) \quad (4.7)$$

$$P_{f,wgt}^{prd} = 0.02039 - 0.2 \times 0.02039 \times (4/34.575) + 0.2 \times 0.9796 \times (4/34.575)$$

$$P_{f,wgt}^{prd} = 0.0425$$

- e. Menentukan *updated characteristic life*,  $\eta_{upd}$

Penentuan *updated characteristic life* dengan menggunakan persamaan (4.8) dan *weighted POF*.

$$\eta_{upd} = \frac{t}{(-\ln[1-P_{f,wgt}^{prd}])^{\frac{1}{\beta}}} \quad (4.8)$$

$$\eta_{upd} = \frac{4}{(-\ln[1-0.0425])^{\frac{1}{1.8}}}$$

$$\eta_{upd} = 22.8213$$

- f. Ulangi langkah ke-7 untuk masing-masing catatan inspeksi yang tersedia untuk PRD dengan menggunakan persamaa (4.4).

$$P_{f,Prior}^{prd} = 1 - \exp\left[-\left(\frac{t}{\eta_{upd}}\right)^{\beta}\right] \quad (4.4)$$

$$P_{f,Prior}^{prd} = 1 - \exp\left[-\left(\frac{4}{22.82}\right)^{1.8}\right]$$

$$P_{f,Prior}^{prd} = 0.0203 \text{ failures/demand}$$

## 8. Menentukan PRD POFOD

Untuk POFOD perlu adanya *adjustment Factor*,  $F_{op,j}$ , akibat dari *overpressure scenario*. Yang telah dijelaskan pada bagian failure mode. Penilaian  $F_{op,j}$  didasarkan pada nilai tekanan operasi dibagi dengan tekanan set seperti persamaa (4.9). Dan didapatkan nilai 1.5543, sehingga sesuai dengan ketentuan API 581 untuk mendapatkan nilai  $F_{op,j}$  dengan menggunakan persamaa (4.10).

$$\frac{P_{o,j}}{P_{set}} = \frac{1430}{920} = 1.5543 \quad (4.9)$$

$$F_{op,j} = 1 - \frac{1}{3.375} \cdot \left( \frac{P_{o,j}}{P_{set}} - 1.3 \right) \quad (4.10)$$

$$F_{op,j} = 1 - \frac{1}{3.375} \cdot \left( \frac{1430}{920} - 1.3 \right)$$

$$F_{op,j} = 0.2515$$

Sehingga dengan menggunakan persamaan (4.11) didapat hasil

$$P_{fod,j} = P_{fod} \cdot F_{op,j} \quad (4.11)$$

$$P_{fod,j} = 0.020 \times 0.2515$$

$$= 0.0051 \text{ failures/demand}$$

9. Mengestimasi *initiating event frequency*,  $E_{f,j}$  dengan mengacu pada table 7.2 dan 7.3 pada lampiran 4A. Didapat skenario *overpressure* adalah *fire* dan *overfilling*. Sehingga didapat nilai

$$E_f(\text{fire}) = 0.004$$

$$E_f(\text{Overfilling}) = 0.1$$

10. Mengingat adanya proteksi lain selain PRD itu sendiri untuk mencegah sistem mengalami kegagalan maka perlunya adanya kredit dengan mengestimasi *demand rate reduction factor*. dengan mengacu pada table 7.2 pada lampiran 4A sehingga didapat :

$$DRRF_f(\text{fire}) = 0.1$$

$$DRRF_f(\text{Overfilling}) = 0.1$$

11. Untuk setiap kasus *overpressure*, hitung *demand rate* (DR) pada PRD menggunakan persamaan (4.12) :

$$DR_j = E_{f,j} \cdot DRRF_j \quad (4.12)$$

Fire case

$$DR_{fire} = E_{f_{fire}} \cdot DRRF_{fire}$$

$$DR_{fire} = 0.004 \cdot 0.10$$

$$DR_{fire} = 0.0004 \text{ demands/year}$$

overfilling case

$$DR_{overfilling} = EF_{overfilling} \times DRRF_{overfilling}$$

$$DR_{overfilling} = 0.1 \times 0.10$$

$$DR_{overfilling} = 0.01 \text{ demands/year}$$

Tingkat permintaan keseluruhan pada PRD dapat dihitung dengan menggunakan persamaan (4.13)

$$DR_{total} = \sum_{j=1}^{ndc} DR_j \quad (4.13)$$

$$DR_{total} = DR_{(fire)} + DR_{(overfilling)}$$

$$DR_{total} = 0.0104 \text{ demands/year}$$

12. Menentukan *Maximum Allowable Working Pressure* . diketahui dari data sheet bahwa tekanan operasi sebesar 1300 psig. Dan 10% *Allowable Working Pressure* sehingga didapat nilai MAWP adalah 1430 psig.

13. Menentukan nilai *Damage Factor*

*Damage factor* terhadap peralatan yang dilindungi oleh PRD berdasarkan fungsi waktu. DF harus ditentukan pada interval pemeriksaan PRD. Jika analisis risiko untuk peralatan yang dilindungi oleh PRD belum dikomplikasikan, DF dapat ditentukan dengan menggunakan data yang tersedia oleh API 581 pada table 7.10 yang dalam laporan ini terdapat pada lampiran 4A.

PRD dianggap masih baru dan hanya terdapat sedikit bahaya sehingga nilai DF = 1.

14. Menghitung nilai POF terhadap kemungkinan *loss of containment*.. Pf,j. dengan menggunakan persamaan (4.14).

$$Pf,j = (0.0312881 \cdot gfft_{total} \cdot Df \cdot Fms) e^{3.464837 \cdot \frac{Po,j}{MAWP}} \quad (4.14)$$

Dimana :

- $gfft_{total}$  . = *generic failure frequency* terhadap peralatan yang dilindungi yang didapat berdasarkan table 7,17 pada lampiran 4A.  
= 0.0000306 failure/year
- DF = *Damage Factor*  
= 1

- $F_{ms}$  = *Faktor manajemen system*  
Skala yang direkomendasikan untuk menentukan skor evaluasi *management system factor* berdasarkan asumsi rata-rata pada sebuah plant adalah 50%.  
Sehingga nilai FMS = 0.5
- $P_{o,j}$  = Tekanan Operasi pada peralatan yang dilindungi  
= 920 psig
- MAWP = *Maximum Allowable Working Pressure* adalah tekan maksimum yang diijinkan diterima oleh perlengkapan yang diterima  
= 1430 psig

Sehingga,

$$P_{f,j} = (0.0312881 \times 0.0000030 \times 1 \times 0.5) e^{3.464837 \cdot \frac{920}{1430}}$$

$$P_{f,j} = 4.448E-06 \text{ Failure/year}$$

15. Setelah perhitungan dari langkah 1 sampai 14 dilakukan. Maka bisa menghitung POF menggunakan persamaan (4.1)

#### Fire Case

$$P_{f,fire}^{prd} = P_{fod,fire} \cdot DR_{fire} \cdot P_{f,fire}$$

$$P_{f,fire}^{prd} = 0.0051 \times 0.0004 \times 4.448E-06$$

$$= 9.126E-12$$

#### Overfilling Case

$$P_{f,overfilling}^{prd} = P_{fod,overfilling} \cdot DR_{overfilling} \cdot P_{f,overfilling}$$

$$P_{f,fire}^{prd} = 0.005129 \times 0.01 \times 4.448E-06$$

$$= 2.282E-10$$

### **4.3.2. Analisis Probabilitas PRD LEAK**

Kasus kebocoran berbeda dengan kasus kegagalan membuka karena POL bukan merupakan fungsi dari *demand rates*, melainkan didasarkan pada kegagalan selama operasi berkelanjutan. Data Industri terkait dengan probabilitas kebocoran, data dalam satuan pertahun (Kegagalan/tahun). Dan tidak terdapat perkalian dengan tingkat permintaan (*demand rate*). Berikut langkah-langkah dalam menghitung Probabilitas PRD LEAK, POL :



1. Menentukan Inspection Interval,  $t_{ins}$ . Disini diestimasikan selama 4 tahun sesuai dengan PERMEN ESDM no.38 tahun 2017 yang mengatur untuk melakukan inspeksi dengan metode *time based* selama 4 tahun sekali. Sehingga *output* dari perhitungan ini didapatkan besarnya probabilitas PRD gagal membuka saat dilakukan inspeksi setelah 4 tahun inspeksi dan didapat kesimpulan apakah rentang waktu 4 tahun dalam melakukan inspeksi terhadap PRD sudah efektif atau belum.
2. Menentukan weibull parameter  $\beta$  and  $\eta_{def}$  yang disesuaikan dengan table 7.5 pada lampiran 4A. dengan beberapa indikator dari fluida yang didapat dari data PRD yang tertera pada lampiran 1. Adapun indikator yang berperan meliputi :

- Fluid Service : Methane

*Fluid service* dipilih berdasarkan kandungan fluida dominan yang terdapat pada *equipment* yang dilindungi oleh PRD. Fluid service bisa dilihat pada data HMB (*Heat Material Balance*) yang terdapat pada laporan ini pada lampiran 3A

- *Typical Temperature* : 142 °f

- *Fluid Severity: Mild*

Kategori *fluid severity* bisa ditentukan dengan mengacu pada temperature pada fluida yang melewati PRD. table 7.4 pada lampiran 4A menyediakan acuan dalam penentuan jenis *fluid severity*

- *Design Type PRD: Conventional*

- Discharge Location : *discharge to flare with flare recovery system*  
Penilaian *discharge location* dengan mengacu pada P&ID (*Piping & Instrument Diagram*) . pada gambar yang terdapat pada P&ID, PRD terhubung dengan flare sistem sehingga *discharge location* masuk dalam kategori *discharge to flare with flare recovery system*.

Dari beberapa indikator diatas kemudian diplotkan dalam table 7.5 yang terdapat pada lampiran 4A. sehingga didapat nilai weibull parameter sebagai berikut

$$B = 1.80 \text{ dan } \eta_{def} = 50.5$$

3. Menentukan *adjustment factor.Fs*, karena PRD yang dianalisis memiliki tipe *hard seated design*, Sehingga nilai  $F_s$  adalah 1.00

4. Menentukan environment factor,  $F_{env}$  dengan mempertimbangkan lingkungan berkontribusi membuat kegagalan pada PRD. Table 7.6 adjustment POL  $\eta$  parameter pada lampiran 4A menyediakan *adjustment factor* yang bergantung terhadap temperature operasi. Pada PSV-0001A memiliki *Typical Temperature* 142 °f sehingga Nilai pada penilaian ini nilai  $F_{env}$  adalah 0.8
5. Hasil dari beberapa perhitungan sebelumnya di modifikasi dengan persamaan (4.15).

$$\begin{aligned}\eta_{mod} &= F_s \cdot F_{env} \cdot \eta_{def} \\ \eta_{mod} &= 1.00 \times 0.8 \times 46.10 \\ &= 36.88\end{aligned}\tag{4.15}$$

6. Apabila PRD sudah pernah diinspeksi. Maka data bisa meninjau hasil inspeksi. Apakah PRD sukses atau gagal. Apakah mengalami kebocoran atau tidak. Sehingga bisa menentukan *confidence Factor*.  $C_{fi}$ .

- a. Menentukan *inspection Effectiveness*

Tidak terdapat bukti telah dilakukannya inspeksi terhadap PSV-0001A sehingga pada perhitungan ini diasumsikan PRD memiliki *inspection Effectiveness type D*. untuk penjelasan tipe D dan tipe lainnya disediakan pada table 7.16 pada lampiran 4A.

- b. Menentukan *confidence factors*,  $C_{fi}$

Apabila PRD pernah diinspeksi sebelumnya, perlu adanya pencatatan terhadap kondisi PRD apakah PASS/FAIL maupun NO LEAK/LEAK sehingga bisa menentukan *confidence factors*,  $C_{fi}$ , dengan menggunakan data yang terdapat pada table 7.8 pada lampiran 4A.  $C_{fi}$  digunakan untuk setiap inspeksi yang telah dilaksanakan. Namun pada perhitungan kali ini, karena PSV-0001A belum pernah dilakukan sehingga nilai  $C_{fi} = 0$

- c. Menentukan waktu durasi jarak,  $t_{dur,i}$  setiap dilakukannya inspeksi. Perhitungan  $t_{dur,i}$  menggunakan persamaan (4.3).

$$t_{dur,i} = \text{RBI date} - \text{Last Inspection}\tag{4.3}$$

karena PSV-0001A belum pernah dilakukan inspeksi sehingga diestimasikan *last inspection* dilaksanakan pada tanggal 25 Agustus 2018 dan RBI date dilakukan 4 tahun kemudian sesuai

dengan rekomendasi PERMEN ESDM no.38 tahun 2017.sehingga  
 $t_{dur,l} = 4$  tahun

7. Mulai dari catatan inspeksi paling awal,  $\eta_{mod}$  perlu diperbarui dengan mengacu pada langkah 5. Adapun langkah dalam mengupdate  $\eta_{mod}$

- a. Menghitung POF Sebelumnya,  $P_{l,Prior}^{prd}$

Menghitung POF sebelumnya berdasarkan persamaan (4.16).  
 inputan berasal dari beberapa langkah yang sudah dijelaskan  
 dilangkah sebelumnya. Untuk catatan inspeksi yang pertama

$$\eta_{upd} = \eta_{mod}$$

$$P_{l,Prior}^{prd} = 1 - \exp\left[-\left(\frac{t}{\eta_{upd}}\right)^\beta\right] \quad (4.16)$$

$$P_{l,Prior}^{prd} = 1 - \exp\left[-\left(\frac{4}{36.88}\right)^{1.8}\right]$$

$$P_{l,Prior}^{prd} = 0.0181764$$

- b. Menghitung POF passing,  $P_{p,Prior}^{prd}$  Sebelumnya dengan menggunakan persamaan (4.17)

$$P_{p,Prior}^{prd} = 1 - P_{f,prior}^{prd} \quad (4.17)$$

$$P_{p,Prior}^{prd} = 1 - 0.02181764$$

$$P_{p,Prior}^{prd} = 0.9818236$$

- c. Menentukan kondisional POF,  $P_{l,Prior}^{prd}$

Kondisional POF bisa dijitung dengan menggunakan persamaan  
 (4.18).

$$P_{l,cond}^{prd} = (1 - CF_{pass}). P_{p,prior}^{prd} \quad (4.18)$$

$Cf_{pass} = 0$  didapat dari prhitungan pada langkah 6b

$$P_{l,cond}^{prd} = (1-0).0.9818236$$

$$P_{l,cond}^{prd} = 0.9818236$$

- d. Menghitung weighted POF,  $P_{l,wgt}^{prd}$

POF perlu dilakukan perhitungan pembobotan dengan menggunakan persamaan (4.19). persamaan tersebut dipilih dari table 7.9 lampiran 4A karena diestimasi hasil inspeksi terhadap PRD adalah *pass*.

$$P_{l,wgt}^{prd} = P_{l,prior}^{prd} - 0.2 \cdot P_{l,prior}^{prd} \left( \frac{t}{\eta} \right) + 0.2 \cdot P_{l,cond}^{prd} \left( \frac{t}{\eta} \right) \quad (4.19)$$

$$P_{l,wgt}^{prd} = 0.0181716 - 0.2 \times 0.0181716 \times (4/36.88) + \\ 0.2 \times 0.9818236 \times (4/36.88)$$

$$P_{l,wgt}^{prd} = 0.0390798$$

- e. Menentukan *updated characteristic life*,  $\eta_{upd}$

Penentuan *updated characteristic life* dengan menggunakan persamaan (4.20) dan *weighted POF*.

$$\eta_{upd} = \frac{t}{\left( -\ln[1 - P_{l,wgt}^{prd}] \right)^{\frac{1}{\beta}}} \quad (4.20)$$

$$\eta_{upd} = \frac{4}{\left( -\ln[1 - 0.0390] \right)^{\frac{1}{1.8}}}$$

$$\eta_{upd} = 23.96$$

8. Menghitung *probability of leakage* untuk PRD yang dianalisis berdasarkan persamaan (4.21)

$$P_{l,Prior}^{prd} = 1 - \exp \left[ - \left( \frac{t}{\eta_{upd}} \right)^{\beta} \right] \quad (4.21)$$

$$P_{l,Prior}^{prd} = 1 - \exp \left[ - \left( \frac{4}{23.96} \right)^{1.8} \right]$$

$$P_{l,Prior}^{prd} = 0.0390798 \text{ failures/demand}$$

9. Probabilitas kebocoran PRD perlu disesuaikan berdasarkan pada sistem yang beroperasi berada disekitar PRD dengan menggunakan persamaan (4.22)

$$P_{l,j}^{prd} = P_l^{prd} \cdot F_{set} \quad (4.22)$$

Dimana :

$F_{set}$  adalah *adjustment factor* untuk rasio tekanan operasi terhadap *set pressure*. Nilai  $F_{set}$  dapat dihitung dengan menggunakan persamaan yang tersedia pada table 7.7 pada lampiran 4A.

Karena PRD yang dianalisis bertipe *conventional* sehingga rumus yang digunakan untuk menentukan  $F_{set}$  berdasarkan persamaan (4.23).

$$F_{set} = 1 - \left[ \frac{0.90 - \min \left[ 0.90, \frac{P_s}{P_{set}} \right]}{0.90} \right] \quad (4.23)$$

$$F_{set} = 1 - \left[ \frac{0.90 - \min\left[0.90, \frac{90}{1300}\right]}{0.90} \right]$$

lihat data proses PRD

$$F_{set} = 0.7863248$$

Sehingga Probabilitas kebocoran PRD adalah :

$$P_{l,j}^{prd} = 0.00182 \times 0.7863248$$

$$P_{l,j}^{prd} = 0.0143 \text{ failures/year}$$

#### 4.3.3. Analisis Konsekuensi area kegagalan PRD

pada laporan ini hanya ditulis tahap perhitungan konsekuensi untuk PSV-001A, Sedangkan untuk Untuk PSV 1101 A/B/C, PSV-1102A, PSV-1105A/B detail perhitungan bisa dilihat pada lampiran 1B-1E.

Setiap kasus permintaan overpressure, hitung konsekuensi area,  $C_{f,j}^{prd}$ , dari penahan kerugian dari peralatan yang dilindungi menggunakan rosedur yang dijelaskan di API 581 bab 3. Gunakan *overpressure for demand* dengan menggunakan hasil  $P_{o,j}$  untuk mengganti  $P_s$ . Berikut merupakan langkah dalam menghitung  $P_{o,j}$  :

1. Menentukan daftar skenario *overpressure* yang berlaku untuk peralatan yang dilindungi oleh PRD yang dievaluasi. Tabel 7.2 lampiran 4A memberikan daftar *overpressure demand case* yang secara kusus dibahas. Panduan panduan tambahan tentang *overpressure demand case* dan sistem pereda tekanan disediakan dalam API 521. *Overpressure demand cases* untuk PRD PSR-0001A meliputi:
  - *Fire*
  - *Liquid Overfilling*
2. Untuk setiap *overpressure demand case*, memperkirakan jumlah tekanan berlebih,  $P_{o,j}$  yang mungkin terjadi selama overpressure jika PRD gagal membuka. Tabel 7.3 lampiran 4A memberikan panduan dalam menentukan *overpressure potential* untuk *overpressure scenario fire* dan *liquid overfilling*. sehingga didapatkan persamaan (4.23) dan (4.24).

Fire case

$$P_{o,fire} = 4 \times \text{MAWP} \quad (4.23)$$

$$P_{o,fire} = 4 \times 1430$$

$$P_{o,fire} = 5720 \text{ psig}$$

overfilling case

$$P_{o,foverfilling} = 4 \times \text{MAWP} \quad (4.24)$$

$$P_{o,foverfilling} = 5720 \text{ psig}$$

3. Untuk instalasi yang memiliki beberapa PRD , tentukan jumlah total area orifice PRD yang dipasang,  $A_{prd}$ , mencakup area PRD yang sedang dievaluasi. Hitung factor penyesuaian *overpressure*,  $F_a$ , sesuai dengan persamaan (4.25).

$$F_a = \sqrt{\frac{A_{prd}}{A_{total}^{prd}}} \quad (4.25)$$

Karena instalasi hanya memiliki 1 PRD yaitu PSV-0001A sehingga nilai dari  $F_a = 1$

4. Kurangi *overpressure* scenario yang ditentukan pada langkah 3 dengan factor penyesuaian sesuai dengan persamaan (4.26).

Fire case

$$P_{o,j} = F_a \cdot P_{o,j} \quad (4.26)$$

$$P_{o,j} = 1 \cdot 5720$$

$$P_{o,j} = 5720 \text{ psig}$$

overfilling case

$$P_{o,j} = F_a \cdot P_{o,j}$$

$$P_{o,j} = 1 \cdot 5720$$

$$P_{o,j} = 5720 \text{ psig}$$

5. Gunakan hasil dari langkah 4 sebagai pengganti tekanan operasi,  $P_s$ ,

Setelah mendapatkan nilai  $P_{o,j}$  sebagai pengganti tekanan operasi, maka langkah berikutnya menyesuaikan dengan perhitungan analisis

konsekuensi yang dikembangkan dalam bagian 3 API 581. Langkah-langkah tersebut sebagai berikut :

1. Menentukan fluida yang terlepas bila terjadi kegagalan berserta sifat-sifatnya, termasuk sifat didalamnya.  
 Fluida representative yang paling sesuai dengan fluida yang terkandung dalam equipment yang dilindungi oleh PRD akan dievaluasi dan dipilih dari fluida representative seperti yang ditampilkan pada table 4.1 lampiran 4B.
  - a. Memilih kelompok fluida representative  
 Fluida representative dipilih berdasarkan kandungan paling dominan dari fluida yang terdapat pada *equipment* yang dilindungi oleh PRD. Fluida yang terdapat pada sistem *production gas separator* berupa gas alam yang memiliki kandungan 81% methane yang termasuk dalam gugus C<sub>1</sub>.
  - b. Menentukan fase penyimpanan fluida  
 Fase fluida yang disiman dalam pipa yang dilidungi oleh PRD PSV-0001A adalah Gas
  - c. Menentukan sifat-sifat fluida yang tersimpan dengan data yang telah disediakan oleh API 581 dalam hal ini terdapat pada table 4B.  
 $\rho = 250.51 \text{ lb/ft}^3$   
 $AIT = 830.93^\circ\text{F}$   
 $NBP = 148.15^\circ\text{F}$
2. Memilih set ukuran lubang yang tercipta bila terjadi overpressure dan PRD mengalami kegagalan untuk menentukan kemungkinan konsekuensi pada perhitungan risiko.
  - a. Ukuran lubang saat fluida *release* didasarkan pada tipe peralatan dan ukurannya. Pada kasus PRD ukuran lubang di asumsikan *rupture*.
  - b. Menentukan nilai frekuensi kegagalan *generic,gff*, berdasarkan table 7.17 lampiran 4A. sehingga didapatkan :
    - *Rupture* = 6.00E-07
    - *Gff* total = 3.06E-05

### 3. Menghitung laju *loss of containment*

Laju pelepasan bergantung pada sifat-sifat fisik material (fluida), fase awal, kondisi proses pengoperasian, dan ukuran lubang pelepasan yang telah ditentukan. Laju pelepasan dihitung dengan menggunakan persamaan 4.27 apabila tekanan penyimpanan lebih besar dari tekanan transisi.

$$W_n = C_d \cdot K_{v,n} \cdot \rho_1 \cdot \frac{A_n}{c_1} \sqrt{\frac{2g_c(p_s - p_{atm})}{\rho_1}} \quad (4.27)$$

Dimana :

$C_d$  = *discharge coefficient* direkomendasikan bernilai 0.61

$k$  = *Ideal Gas Specific Heat Capacity Ratio* menggunakan pendekatan konservatif bernilai 1

$\rho_1$  = density 250.51 lb/ft<sup>3</sup>

$A_n$  = *Release hole size area*

$C_1$  = *Conversion Factor* bernilai 31623

$P_s$  = tekanan penyimpanan (psi), Nilai  $P_s$  menyesuaikan dengan nilai  $P_{oj}$  yang telah ditentukan pada pembahasan sebelumnya.

$P_{atm}$  = tekanan atmosfer (psi)

$g_c$  = konstanta gravitasi lb<sub>m</sub>-ft/lb<sub>f</sub>-s<sup>2</sup> bernilai 1.0

Menentukan *release hole size area* dengan menggunakan persamaan (4.28)

$$A_n = \frac{\pi d_n^2}{4} \quad (4.28)$$

$$A_n = \frac{\pi 406.4^2}{4}$$

$D_n$  adalah diameter *equipment* yang dilindungi oleh PRD

$$A_n = 129651.4 \text{ mm}^2$$

Sehingga laju *loss of containment* dapat dihitung sebagai berikut:

$$W_n = C_d \cdot K_{v,n} \cdot \rho_1 \cdot \frac{A_n}{c_1} \sqrt{\frac{2g_c(p_s - p_{atm})}{\rho_1}}$$

$$W_n = 0.61 \cdot 1 \cdot 250.51 \cdot \frac{129651}{31623} \sqrt{\frac{2.1(5720 - 14.7)}{250.51}}$$

$$W_4 = 4228.376 \text{ kg/s}$$

### 4. Mengestimasi massa total dari fluida yang kemungkinan *release*



Perhitungan analisis konsekuensi kegagalan PRD pada API 581 memberikan pemodelan dengan mengkombinasikan peralatan lain yang dapat berkontribusi menambah massa fluida yang terlepas. Massa fluida yang terlepas dapat dihitung menggunakan persamaan (4.29).

$$Mass_{avail} = \min[(mass_{comp} + mass_{add,n}), mass_{inv}] \quad (4.29)$$

Dimana :

$Mass_{comp}$  : massa peralatan yang dilindungi oleh PRD yang dianalisis

$Mass_{add}$  : massa tambahan yang dapat terlepas selama 3 menit

$Mass_{inv}$  : massa komponen lain yang terdapat dalam *inventory group*

- Menghitung massa komponen yang dilindungi oleh PRD yang dianalisis,  $Mass_{comp}$ , menggunakan persamaan (4.30) di bawah ini

$$Mass_{comp} = \rho \times V \text{ peralatan} \quad (4.30)$$

$$\begin{aligned} V_{pipe} &= \pi r^2 L_{pipe} \\ &= 3.14 \cdot 0.1905 \cdot 5.84 \\ &= 0.666 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Sehingga,

$$Mass_{comp} = 250.51 \times 0.666$$

$$Mass_{comp} = 166.89 \text{ kg}$$

- Menghitung massa fluida yang terkandung pada masing-masing peralatan yang termasuk dalam *inventory froup*,  $Mass_{comp,i}$ . peralatan yang termasuk dalam satu *inventory group* dibatasi oleh katup yang secara otomatis maupun manual bisa ditutup untuk mencegah aliran lebih lanjut apabila terjadi kegagalan pada PRD saat terjadi *overpressure* pada peralatan yang dilindungi oleh PRD (Lihat lampiran 3B).

- Menghitung massa total pada *inventory group*,  $Mass_{inv}$ .

$$\sum mass_{inv} = \sum_{i=1}^n mass_{comp,i}$$

Data yang diberikan oleh perusahaan menunjukan besarnya *volume inventory* adalah 12179 kg.

- Menghitung *flow rate* untuk diameter 8 inch dengan *release hole size area* sebesar 32450 mm<sup>2</sup> .menggunakan persamaan (4.31) di bawah ini :

$$W_{max8} = \frac{C_d}{C_2} x A_8 x P_s \sqrt{\left(\frac{k x MW x gc}{R x T_s}\right) \left(\frac{2}{k+1}\right)^{\frac{k+1}{k-1}}} \quad (4.31)$$

$$W_8 = 0.61 \cdot 1 \cdot 250.051 \frac{32450}{31623} \sqrt{\frac{2.1 \cdot (5720 - 14.7)}{250.51}}$$

$$W_8 = 1058.306 \text{ kg/s}$$

- Menghitung massa fluida tambahan,  $mass_{add,n}$ , untuk masing-masing ukuran lubang pelepasan, yang dapat menambah jumlah massa fluida dalam peralatan selama 3 menit dengan menggunakan rumus (4.32) berikut ini :

$$mass_{add,n} = 180 \times \min[W_n, W_{max8}] \quad (4.32)$$

$$mass_{add,n} = 180 \cdot \min[4428.37 ; 1058.3]$$

$$mass_{add,n} = 190495.1 \text{ kg}$$

5. Menentukan tipe *release*, *continuous* atau *instantaneous* yang digunakan untuk memodelkan dispersi dan konsekuensi

API RBI memberikan dua pemodelan tipe pelepasan yaitu :

- a. *Instantaneous Release* – pelepasan sesaat atau *puff release* adalah pelepasan yang terjadi dengan sangat cepat sehingga cairan menyebar seperti awan yang besar atau *pool*.
- b. *Continuous Release* – pelepasan terus-menerus atau *plume release* adalah pelepasan yang terjadi selama jangka waktu yang lama, yang memungkinkan cairan untuk menyebar dalam bentuk elips memanjang (tergantung kondisi cuaca).

Penentuan tipe pelepasan ditentukan berdasarkan kriteria dibawah ini :

- Apabila ukuran lubang pelepasan adalah 6.35 mm [0.25 inch], maka tipe pelepasan adalah *continuous*.
- Apabila waktu ( $t_n$ ) kurang dari 180 dt atau massa yang terlepas lebih dari 4.536 kgs [10.000 lbs] maka tipe pelepasan adalah *instantaneous*.

Besarnya waktu untuk masing-masing ukuran lubang pelepasan dihitung menggunakan persamaan (4.33) berikut ini :

$$t_n = \frac{C_3}{W_n} \quad (4.33)$$

$$t_n = \frac{4536}{4435.278}$$

$$t_n = 1.07 \text{ s}$$

Sehingga dapat disimpulkan tipe *release* berupa *instantaneous*

6. Mengestimasi dampak sistem pendeteksi dan isolasi pada besarnya pelepasan.

Perusahaan pengolahan petrokimia, biasanya memiliki berbagai sistem deteksi, isolasi, dan mitigasi yang dirancang untuk mengurangi efek dari pelepasan bahan-bahan berbahaya. Tabel 4.5 lampiran 4B menunjukkan kriteria sistem deteksi dan isolasi .

- a. Menentukan sistem deteksi dan isolasi yang terdapat di dalam unit.  
Jenis support yang terpasang pada *pressure vessel* ialah *safety valve*, *transmitter*, LALL, LAHH, *hand valve*, *check valve*, *fire detector*, dll, yang digunakan untuk mendeteksi pada saat terjadi kebocoran. Sedangkan untuk sistem isolasi tidak perlu diaktifkan oleh operator di *control room*.
- b. Memilih klasifikasi sistem deteksi yang sesuai berdasarkan Tabel 4.5 Lampiran 4B  
Dari penjelasan langkah 1 di atas maka dapat ditentukan klasifikasi sistem deteksi yaitu A.
- c. Memilih klasifikasi sistem isolasi yang sesuai berdasarkan Tabel 4.5 Lampiran 4B.  
Berdasarkan penjelasan di langkah 1 dapat ditentukan klasifikasi sistem isolasi ialah A.
- d. Menentukan faktor reduksi,  $fact_{di}$ , menggunakan Tabel 4.6 Lampiran 4B  
Dari Tabel B.6 Lampiran 4B untuk sistem deteksi A dan sistem isolasi A nilai *reduction factor*,  $fact_{di}$ , adalah 0.25
- e. Menentukan durasi kebocoran total untuk masing-masing ukuran lubang pelepasan yang telah dipilih,  $Id_{max,nr}$ , menggunakan Tabel 4.7 lampiran 4B .

Nilai durasi kebocoran dari Tabel B.7 Lampiran B, dapat disimpulkan :

- $Id_{max}$  untuk ¼ inch : 20 menit
- $Id_{max}$  untuk 1 inch : 10 menit
- $Id_{max}$  untuk 4 inch : 5 menit

7. Menentukan laju pelepasan dan massa untuk analisis konsekuensi

- a. Laju pelepasan (lb/s) *continuous* dihitung dengan persamaan (4.34), perhitungan tersebut digunakan sebagai input analisis konsekuensi.

$$Rate_n = W_n (1 - fact_{di}) \quad (4.34)$$

$$rate_n = 4228.376(1-0.25)$$

$$rate_n = 3171.282 \text{ kg/s}$$

- b. Untuk setiap ukuran lubang rilis, hitung ukuran lubang pelepasan, hitung durasi kebocoran,  $ld_n$ , pelepasan menggunakan persamaan (4.35)

$$ld_n = \min \left[ \left\{ \frac{mass_{avail,n}}{rate_n} \right\}, \{60, ld_{max,n}\} \right] \quad (4.35)$$

$$ld_n = \min \left[ \left\{ \frac{190459.1}{3171.2} \right\}, \{60.5\} \right]$$

$$ld_n = 60.06 \text{ s}$$

- c. Hitung *release mass* menggunakan persamaan (4.36) berdasarkan *release rate*,  $rate_n$ , *leak duration*,  $ld_n$ , dan *available mass*.

$$mass_n = \min \{ rate_n \cdot ld_n, mass_{avail,n} \} \quad (4.36)$$

$$mass_n = \min \{ 3171.2 \cdot 60.06, 190459.1 \}$$

$$mass_n = 190495 \text{ kg}$$

#### 8. Menghitung konsekuensi kebakaran/ledakan

Konsekuensi area diestimasi dari perhitungan laju pelepasan (untuk pelepasan *continuous*) atau masa pelepasan (untuk pelepasan *instantaneous*).

- a. Menentukan faktor pengurang pencegahan konsekuensi area,  $fact_{mit}$ , yang dijelaskan pada table 4.10 lampiran 4B. sehingga didapat nilai *consequence area mitigation reduction factor*,  $fact_{mit} = 0.25$

- b. Menghitung factor koreksi,  $eneff_n$  dengan menggunakan persamaan (4.27).

$$eneff_n = 4 \cdot \log_{10} [C_4 \cdot mass_n] - 15 \quad (4.37)$$

$$eneff_n = 4 \cdot \log_{10} [2205 \cdot 190495.1] - 15$$

$$eneff_n = 19.49317$$

- c. Menghitung konsekuensi area *component damage*

Konsekuensi area *component damage* dibedakan menjadi 4, yaitu:

- *Auto-ignition Not Likely, Continuous Release*

Konsekuensi area *Component Damage Auto-ignition Not Likely, Continuous Release*, dapat dihitung menggunakan rumusan (4.38) berikut ini:

$$CA_{cmd,n}^{AINL-CONT} = a(rate_n)^b \cdot (1 - fact_{mit}) \quad (4.38)$$

Nilai (a) dan (b) diambil dari table 4.8 lampiran 4B

$$a = 43.00$$

$$b = 1.0$$

$$\text{rate} = 3171.28 \text{ kg/s}$$

$$CA_{cmd,n}^{AINL-CONT} = 43(3171.28)^b \cdot (1 - 0.25)$$

$$CA_{cmd,n}^{AINL-CONT} = 87044.22 \text{ m}^2$$

- *Auto-ignition Likely, Continuous Release*

Konsekuensi area *Component Damage Auto-ignition Likely, Continuous Release*, dapat dihitung menggunakan rumusan (4.39) berikut ini:

$$CA_{cmd,n}^{AIL-CONT} = a(\text{rate}_n)^b \cdot (1 - \text{fact}_{mit}) \quad (4.39)$$

Nilai (a) dan (b) diambil dari table 4.8 lampiran 4B

$$a = 280$$

$$b = 0.95$$

$$\text{rate} = 3171.28 \text{ kg/s}$$

$$CA_{cmd,n}^{AIL-CONT} = 280(3171.28)^{0.95} \cdot (1 - 0.25)$$

$$CA_{cmd,n}^{AIL-CONT} = 445033.2 \text{ m}^2$$

- *Auto-ignition Not Likely, Instantaneous Release*

Konsekuensi area *Component Damage Auto-ignition Not Likely, Instantaneous Release*, dapat dihitung menggunakan rumusan (4.40) berikut ini :

$$CA_{cmd,n}^{AINL-INST} = \min[\{a (\text{mass}_n)^b\}, \left(\frac{1 - \text{fact}_{mit}}{\text{eneff}_n}\right)] \quad (4.40)$$

Nilai (a) dan (b) diambil dari table 4.8 lampiran 4B

$$a = 41.00$$

$$b = 0.67$$

$$\text{mass}_n = 12179.2 \text{ kg}$$

$$\text{eneff}_n = 19.49$$

$$CA_{cmd,n}^{AINL-INST} = \min[\{41 (12179.2)^b\}, \left(\frac{1 - 0.25}{19.49}\right)]$$

$$CA_{cmd,n}^{AINL-INST} = 19.49 \text{ m}^2$$

- *Auto-ignition Likely, Instantaneous Release*

Konsekuensi area *Component Damage Auto-ignition Likely, Instantaneous Release*, dapat dihitung menggunakan rumusan (4.41) berikut ini:

$$CA_{cmd,n}^{AIL-INST} = \min[\{a (\text{mass}_n)^b\}, \left(\frac{1 - \text{fact}_{mit}}{\text{eneff}_n}\right)] \quad (4.41)$$

Nilai (a) dan (b) diambil dari table 4.8 lampiran 4B

$$a = 1079$$

$$b = 0.62$$

$$\text{mass}_n = 12179 \text{ kg}$$

$$eneff_n = 19.49$$

$$CA_{cmd,n}^{AIL-INST} = \min[\{41079 (12179)^{0.62}\}] \cdot \left(\frac{1 - 0.25}{19.49}\right)$$

$$CA_{cmd,n}^{AIL-INST} = 14,67,05 \text{ m}^2$$

d. Menghitung konsekuensi area *personel injury*

- *Auto-ignition Not Likely, Continuous Release*

Konsekuensi area *Personel Injury, Auto-ignition Not Likely, Continuous Release*, dapat dihitung menggunakan rumusan (4.42) berikut ini:

$$CA_{inj,n}^{AINL-CONT} = [a (effrate_n^{AINL-CONT})^b] \cdot (1 - fact_{mit}) \quad (4.42)$$

Nilai (a) dan (b) diambil dari table 4.9 lampiran 4B

$$a = 110$$

$$b = 0.96$$

$$rate_n = 3171.282 \text{ kg/s}$$

$$fact_{mit} = 0.25$$

$$CA_{inj,n}^{AINL-CONT} = [110 (3171.28)^{0.96}] \cdot (1 - 0.25)$$

$$CA_{inj,n}^{AINL-CONT} = 189513.2 \text{ m}^2$$

- *Auto-ignition Likely, Continuous Release*

Konsekuensi area *Personel Injury, Auto-ignition Likely, Continuous Release*, dapat dihitung menggunakan rumusan (4.43) berikut ini:

$$CA_{inj,n}^{AIL-CONT} = [a (effrate_n^{AIL-CONT})^b] \cdot (1 - fact_{mit}) \quad (4.43)$$

Nilai (a) dan (b) diambil dari table 4.9 lampiran 4B

$$a = 745$$

$$b = 0.92$$

$$rate_n = 3171.282 \text{ kg/s}$$

$$fact_{mit} = 0.25$$

$$CA_{inj,n}^{AIL-CONT} = [745 (3171.28)^{0.92}] \cdot (1 - 0.25)$$

$$CA_{inj,n}^{AIL-CONT} = 1239631 \text{ m}^2$$

- *Auto-ignition Not Likely, Instantaneous Release*

Konsekuensi area *Personel Injury, Auto-ignition Not Likely, Instantaneous Release*, dapat dihitung menggunakan rumusan (4.44) berikut ini:

$$CA_{inj,n}^{AINL-INST} = [a (mass_n^{AINL-INST})^b] \cdot \left(\frac{1 - fact_{mit}}{eneff_n}\right) \quad (4.44)$$

Nilai (a) dan (b) diambil dari table 4.9 lampiran 4B

$$a = 79$$

$$b = 0.67$$

$$mass_n^{AINL-INST} = 12179 \text{ kg}$$

$$eneff_n = 19.49$$

$$CA_{inj,n}^{AINL-INST} = [79 (12179)^{0.67}] \cdot \left( \frac{1 - 0.25}{19.49} \right)$$

$$CA_{inj,n}^{AINL-INST} = 1660.22 \text{ m}^2$$

- *Auto-ignition Likely, Instantaneous Release*

Konsekuensi area *Personel Injury, Auto-ignition Likely, Instantaneous Release*, dapat dihitung menggunakan rumusan (4.45) berikut ini:

$$CA_{inj,n}^{AIL-INST} = [a (mass_n^{AIL-INST})^b] \cdot \left( \frac{1 - fact_{mit}}{eneff_n} \right) \quad (4.45)$$

Nilai (a) dan (b) diambil dari table 4.9 lampiran 4B

$$a = 3100$$

$$b = 0.63$$

$$mass_n^{AINL-INST} = 12179 \text{ kg}$$

$$eneff_n = 19.49$$

$$CA_{inj,n}^{AINL-INST} = [3100 (12179)^{0.63}] \cdot \left( \frac{1 - 0.25}{19.49} \right)$$

$$CA_{inj,n}^{AINL-INST} = 44717.33 \text{ m}^2$$

- e. Menghitung *instantaneous/continuous blending factor* untuk masing-masing ukuran lubang pelepasan menggunakan persamaan 4.45, 4.46, atau 4.47 yang sesuai.

- Nilai *blending factor* untuk tipe pelepasan *continuous* dihitung menggunakan persamaan 4.45 berikut ini :

$$fact_n^{IC} = \min \left[ \left\{ \frac{rate_n}{C_5} \right\}, 1.0 \right] \quad (4.45)$$

Dengan nilai  $C_5 = 55.6$

- Nilai *blending factor instantaneous* apabila konstanta tidak disediakan maka nilai digunakan persamaan 4.46 di bawah ini:

$$fact_n^{IC} = 0.0 \quad (4.46)$$

- Nilai *blending factor* untuk pelepasan *instantaneous* tidak disediakan, sehingga digunakan persamaan 4.47 di bawah ini :

$$fact_n^{IC} = 1.0 \quad (4.47)$$

- f. Menghitung *AIT blending factor* menggunakan rumusan 4.48, 4.49, dan 4.50 yang sesuai.

$$fact^{AIT} = 0 \quad (4.48)$$

$$fact^{AIT} = \frac{(T_s - AIT + C_6)}{2 \times C_6} \quad \text{apabila } T_s + C_6 \leq AIT \quad (4.49)$$

$$\begin{aligned} & \text{apabila } T_s + C_6 > AIT > T_s - C_6 \\ fact^{AIT} &= 1 \end{aligned} \quad (4.50)$$

$$\text{apabila } T_s - C_6 \geq AIT$$

Dimana :

$$T_s = 61^\circ\text{C}$$

$$C_6 = 55.6$$

$$AIT = 558^\circ\text{C}$$

$$T_s + C_6 = 116.71^\circ\text{C}$$

$$T_s - C_6 = 5.51^\circ\text{C}$$

Sehingga,  $T_s + C_6 < AIT$  dan  $T_s - C_6 < AIT$

Maka :

$$fact^{AIT} = 0$$

- g. Menghitung *continuous/instantaneous blended consequence area* menggunakan rumusan 4.51 sampai 4.54 berdasarkan konsekuensi area yang sudah dihitung sebelumnya.

- Besarnya *continuous blended consequence area component damage auto-ignition likely*

$$CA_{cmd,n}^{AIL} = CA_{cmd,n}^{AIL-INST} \times fact_n^{IC} + CA_{cmd,n}^{AIL-CONT} \times (1 - fact_n^{IC}) \quad (4.51)$$

$$CA_{cmd,n}^{AIL} = 14167.05x \cdot 1 + 445033.2x \cdot (1 - 1)$$

$$CA_{cmd,n}^{AIL} = 14167.05 \text{ m}^2$$

- Besarnya *continuous blended consequence area component damage auto-ignition not likely*

$$CA_{cmd,n}^{AINL} = CA_{cmd,n}^{AINL-INST} \times fact_n^{IC} + CA_{cmd,n}^{AINL-CONT} \times (1 - fact_n^{IC}) \quad (4.52)$$

$$CA_{cmd,n}^{AINL} = 44717.33x \cdot 1 + 123931x \cdot (1 - 1)$$

$$CA_{cmd,n}^{AINL} = 44717.33 \text{ m}^2$$

- Besarnya *instantaneous blended consequence area personel injury auto-ignition likely*

$$CA_{inj,n}^{AIL} = CA_{inj,n}^{AIL-INST} \times fact_n^{IC} + CA_{inj,n}^{AIL-CONT} \times (1 - fact_n^{IC}) \quad (4.53)$$

$$CA_{inj,n}^{AIL} = 861.63x \cdot 1 + 87044x \cdot (1 - 1)$$

$$CA_{inj,n}^{AIL} = 861.63 \text{ m}^2$$

- Besarnya *instantaneous blended consequence area personel injury auto-ignition not likely*

$$CA_{inj,n}^{AINL} = CA_{inj,n}^{AINL-INST} \times fact_n^{IC} + CA_{inj,n}^{AINL-CONT} \times (1 - fact_n^{IC}) \quad (4.54)$$



$$CA_{inj,n}^{AINL} = 1660.2x1 + 189513.2x(1-1)$$

$$CA_{inj,n}^{AINL} = 1660.22 \text{ m}^2$$

- a. Menghitung AIT *blended consequence area* untuk kerusakan komponen menggunakan rumusan 4.55 dan untuk cedera personel dengan menggunakan rumusan 4.56 di bawah ini.

- Besarnya AIT *blended consequence area* untuk *component damage*

$$CA_{cmd,n}^{flam} = CA_{cmd,n}^{AIL} \times fact^{AIT} + CA_{cmd,n}^{AINL} \times (1 - fact^{AIT}) \quad (4.55)$$

$$CA_{cmd,n}^{flam} = 14167.05 \times 0 + 861.63 \times (1 - 0)$$

$$CA_{cmd,n}^{flam} = 861.63 \text{ m}^2$$

- Besarnya AIT *blended consequence area* untuk *personel injury* adalah :

$$CA_{inj,n}^{flam} = CA_{inj,n}^{flam-AIL} \times fact^{AIT} + CA_{inj,n}^{AINL} \times (1 - fact^{AIT}) \quad (4.56)$$

$$CA_{inj,n}^{flam} = 44717.33 \times 0 + 1660.22 \times (1 - 0)$$

$$CA_{inj,n}^{flam} = 1660.22 \text{ m}^2$$

9. Menghitung konsekuensi area *toxic*

Dalam perhitungan ini perlu menganalisis apakah terdapat kandungan asam sulfida ( $H_2S$ ) dalam fluida yang terdapat pada komponen yang dilindungi oleh PRD.

Fluida yang terdapat pada *plant* yang dijadikan sumber data penelitian ini mengandung asam sulfide ( $H_2S$ ) sebesar 0.10% sehingga konsekuensi area *toxic* perlu dihitung.

- a. Menghitung durasi *effective release of the toxic*

Untuk setiap lubang *release yang dipilih*, hitung durasi *effective release of the toxic* dengan persamaan (4.57).

$$ld_n^{tox} = \min \left( 3000, \left\{ \frac{mass_n}{W_n} \right\}, \{60 \cdot ld_{max,n}\} \right) \quad (4.57)$$

$$ld_n^{tox} = \min \left( 3000, \left\{ \frac{12179}{4228.376} \right\}, \{60 \cdot 5\} \right)$$

$$ld_n^{tox} = 2.88 \text{ s}$$

- b. Menentukan persentase *toxic*,  $mfrac^{tox}$

pada materi yang *ter-release*, fluida yang *release* adalah fluida murni,  $mfrac^{tox} = 1.00$ . Dalam perhitungan ini juga perlu diperhatikan jika ada lebih dari satu kandungan zat yang beracun

(toxic) , prosedur ini dapat diulang untuk setiap komponen beracun.

$$H_2S = 0.1\%$$

$$mfrac^{tox} = 0.001$$

- c. Menghitung *release rate* dan *release mass* untuk fluida *toxic* untuk setiap skenario ukuran lubang *release*, hitung laju pelepasan *toxic*,  $rate_n^{tox}$ , dan massa massa yang terbang,  $mass_n^{tox}$ , untuk digunakan sebagai analisis perhitungan konsekuensi *area toxic* dengan menggunakan persamaan (4.58) dan (4.59)

$$rate_n^{tox} = mfrac^{tox} \cdot W_n \quad (4.58)$$

$$rate_n^{tox} = 0.001.4228$$

$$rate_n^{tox} = 4.288 \text{ kg/s}$$

$$mass_n^{tox} = mfrac^{tox} \cdot mass_n \quad (4.59)$$

$$mass_n^{tox} = 0.001.12179$$

$$mass_n^{tox} = 12.179 \text{ kg}$$

- d. Menghitung konsekuensi area *toxic*,  $CA_{inj,n}^{tox}$

Hitung konsekuensi area *toxic*,  $CA_{inj,n}^{tox}$  menggunakan persamaan (4.60) untuk kasus *instantaneous release*.

$$CA_{inj,n}^{tox-INST} = C_8 \cdot 10^{(c \cdot \log_{10}[C_{4B} \cdot mass_n^{tox}] + d)} \quad (4.60)$$

$$CA_{inj,n}^{tox-INST} = 0.0929 \cdot 10^{(0.9674 \cdot \log_{10}[2.205 \cdot 12.179] + 2.784)}$$

$$CA_{inj,n}^{tox-INST} = 2.465 \text{ m}^2$$

- e. Mengulang langkah a-d bila ada *toxic* yang lain

Pada analisis kali ini, *toxic* yang terkandung dalam fluida pada peralatan yang dilindungi oleh PRD hanya  $H_2S$

- f. Menghitung konsekuensi *final toxic*

Menghitung konsekuensi area *final toxic* yang dialami oleh perorangan dengan menggunakan persamaan (4.61).

$$CA_{inj}^{tox} = \left( \frac{\sum gff_n \cdot CA_{inj,n}^{flam}}{gff_{total}} \right) \quad (4.61)$$

$$CA_{inj}^{tox} = \left( \frac{\sum 6.00E-07 \cdot 2.465}{3.06E-05} \right)$$

$$CA_{inj}^{tox} = 0.048 \text{ m}^2$$

10. Menghitung *non-flammable, non-toxic consequence*

Konsekuensi *non-flammable* dan *non-toxic* dihitung pada fluida yang tidak mudah terbakar dan tidak beracun, namun berbahaya. Salah satu contohnya ialah kabut. Fluida yang dianalisis dalam tugas akhir ini dominan adalah methane. Fluida methane merupakan fluida yang tidak berwarna namun mudah terbakar, sehingga tidak termasuk dalam kategori ini.

11. Menentukan probabilitas kerusakan akhir peralatan dan cedera personil

Konsekuensi area untuk kerusakan komponen dapat dihitung dengan menggunakan persamaan 4.62 berikut ini :

$$CA_{cmd}^{flam} = CA_{cmd} \quad (4.62)$$

$$CA_{cmd} = 16.89 \text{ m}^2$$

Konsekuensi area untuk cedera personel dapat dihitung dengan menggunakan persamaan 4.63 berikut ini :

$$CA_{inj} = \max [CA_{inj}^{flam}, CA_{inj}^{tox}, CA_{inj}^{nft}] \quad (4.63)$$

$$CA_{inj} = \max [3255, 0, 0]$$

$$CA_{inj} = 32.553 \text{ m}^2$$

12. Menghitung konsekuensi akhir

Konsekuensi akhir dihitung menggunakan rumusan 4.63 di bawah ini:

$$CA = \max [CA_{cmd}, CA_{inj}] \quad (4.63)$$

$$CA = \max [16,894, 32,553]$$

$$CA = 32.553 \text{ m}^2$$

Berikut ini Rangkuman perhitungan risiko untuk PSV-0001A, PSV-1101A/B/C, PSV-1102A, PSV-1105A/B.

Tabel 4. 7 Rangkuman perhitungan risiko PSV-0001A

No	Item	Sym bol	Unit	RBI Date	Plan Date tanpa Inspeksi	Plan Date dengan Inspeksi	Remark (bagian- langkah)
1	Probability of Failure	$p_{f,j}^{prd}$	failure /year	7.55E-08	2.057E-09	1.595E-09	Part 5 - step 2
2	Probability of leakage	$p_{l,j}^{prd}$	failure /year	0.0143	0.1327	0.1017	Part 2 - step 7.7
3	Consequence of fail	CA	$m^2$	32.553	32.553	32.553	Part 4 - step 11.3
4	Consequence of leak	CA	$m^2$	32.553	32.553	32.553	Part 2 - step 7.7
5	PRD demand rate	$DR_j$	Demands /year	0.0104			Part 1 - step 11
6	PRD POFOD	$P_{fod,j}$	failure /year	0.0502			Part 1 - step 8
7	POF overpressure	$P_{f,j}$	failure /year	4.4448E-06			Part 1 - step 14
8	PRD POL	$p_l^{prd}$	failure /year	0.17966			Part 2 - step 8
9	Set Pressure Factor	$F_{set}$		0.7863			Part 2 - step 2
10	Release rate	$W_n$	kg/s	4228.38			Part 4 - step 3.4
11	Equipment mass	$mass_{co}$	kg	166.89			part 4- step 4.2
12	Inventory mass	$mass_{in}$	kg	12179			part 4- step 4.4
13	COF equipment	$CA_{cm}$	$m^2$	16.89			part 4- step 11.1
14	COF injury	$CA_{inj}$	$m^2$	32.553			part 4- step 11.1
15	Risk Area		$m^2$ /year	0.46527	3.7	3.312	part 5- step 4
16	Inspection date			9 Oktober 2030			
17	Inspection Effectifness			Inspection Effectifenes category 2C			

Tabel 4. 8 Rangkuman perhitungan risiko PSV-1101A/B/C

<b>No</b>	<b>Item</b>	<b>Sym bol</b>	<b>Unit</b>	<b>RBI Date</b>	<b>Plan Date tanpa Inspeksi</b>	<b>Plan Date dengan Inspeksi</b>	<b>Remark (bagian- langkah)</b>
1	Probability of Failure	$P_{f,j}^{prd}$	failure /year	1.027 E-08	4.249E-08	3.117E-08	Part 5 - step 2
2	Probability of leakage	$P_{l,j}^{prd}$	failure /year	0.014 3	0.1282	0.0979	Part 2 - step 7.7
3	Consequence of fail	CA	$m^2$	33.29	33.29	33.29	Part 4 - step 11.3
4	Consequence of leak	CA	$m^2$	33.29	33.29	33.29	Part 2 - step 7.7
5	PRD demand rate	$DR_j$	Dem ands /year	0.0104			Part 1 - step 11
6	PRD POFOD	$P_{fod,i}$	failure /year	0.00732			Part 1 - step 8
7	POF overpressure	$P_{f,j}$	failure /year	0.00014			Part 1 - step 14
8	PRD POL	$P_l^{prd}$	failure /year	0.0182			Part 2 - step 8
9	Set Pressure Factor	$F_{set}$		0.7863			Part 2 - step 2
10	Release rate	$W_n$	kg/s	3296.601			Part 4 - step 3.4
11	Equipment mass	$mass_{co}$	kg	759.33			part 4- step 4.2
12	Inventory mass	$mass_{in}$	kg	12178.62			part 4- step 4.4
13	COF equipment	$CA_{cm}$	$m^2$	17.2777			part 4- step 11.1
14	COF injury	$CA_{inj}$	$m^2$	33.29			part 4- step 11.1
15	Risk Area		$m^2$ /year	0.475	3.7	3.258	part 5- step 4
16	Inspection date			11 februari 2030			
17	Inspection Effectifness			Inspection Effectifenes category 2C			

Tabel 4.9 Rangkuman perhitungan risiko PSV-1102A

No	Item	Sym bol	Unit	RBI Date	Plan Date tanpa Inspeksi	Plan Date dengan Inspeksi	Remark (bagian- langkah)
1	Probability of Failure	$p_{f,j}^{prd}$	failure /year	1.447 E-08	6.403E-08	4.74E-08	Part 5 - step 2
2	Probability of leakage	$p_{l,j}^{prd}$	failure /year	0.014 1	0.1347	0.1037	Part 2 - step 7.7
3	Consequence of fail	CA	$m^2$	32.41	32.41	32.41	Part 4 - step 11.3
4	Consequence of leak	CA	$m^2$	32.41	32.41	32.41	Part 2 - step 7.7
5	PRD demand rate	$DR_j$	Dem ands /year	0.0104			Part 1 - step 11
6	PRD POFOD	$P_{fod,j}$	failure /year	0.00732			Part 1 - step 8
7	POF overpressure	$P_{f,j}$	failure /year	0.0001975			Part 1 - step 14
8	PRD POL	$p_l^{prd}$	failure /year	0.0182			Part 2 - step 8
9	Set Pressure Factor	$F_{set}$		0.7735			Part 2 - step 2
10	Release rate	$W_n$	kg/s	4435.278			Part 4 - step 3.4
11	Equipment mass	$mass_{co}$	kg	8396			part 4- step 4.2
12	Inventory mass	$mass_{in}$	kg	12178.62			part 4- step 4.4
13	COF equipment	$CA_{cm}$	$m^2$	16.822			part 4- step 11.1
14	COF injury	$CA_{inj}$	$m^2$	34.41			part 4- step 11.1
15	Risk Area		$m^2$ /year	0.455	3.7	3.36	part 5- step 4
16	Inspection date			11 September 2030			
17	Inspection Effectifness			Inspection Effectifenes category 2C			

Tabel 4.10 Rangkuman perhitungan risiko PSV-1105A/B

<b>/B No</b>	<b>Item</b>	<b>Sym bol</b>	<b>Unit</b>	<b>RBI Date</b>	<b>Plan Date tanpa Inspeksi</b>	<b>Plan Date dengan Inspeksi</b>	<b>Remark (bagian- langkah)</b>
1	Probability of Failure	$P_{f,j}^{prd}$	failure /year	1.49E-08	6.678E-08	4.949E-08	Part 5 - step 2
2	Probability of leakage	$P_{l,j}^{prd}$	failure /year	0.0140	0.1351	0.1041	Part 2 - step 7.7
3	Consequence of fail	CA	$m^2$	32.41	32.41	32.41	Part 4 - step 11.3
4	Consequence of leak	CA	$m^2$	32.41	32.41	32.41	Part 2 - step 7.7
5	PRD demand rate	$DR_j$	Demands /year	0.0104			Part 1 - step 11
6	PRD POFOD	$P_{fod,j}$	failure /year	0.00732			Part 1 - step 8
7	POF overpressure	$P_{f,j}$	failure /year	0.0002042			Part 1 - step 14
8	PRD POL	$P_l^{prd}$	failure /year	0.0182			Part 2 - step 8
9	Set Pressure Factor	$F_{set}$		0.762			Part 2 - step 2
10	Release rate	$W_n$	kg/s	4435.27			Part 4 - step 3.4
11	Equipment mass	$mass_{co}$	kg	451.53			part 4- step 4.2
12	Inventory mass	$mass_{in}$	kg	12178.62			part 4- step 4.4
13	COF equipment	$CA_{cm}$	$m^2$	16.82			part 4- step 11.1
14	COF injury	$CA_{inj}$	$m^2$	32.415			part 4- step 11.1
15	Risk Area		$m^2$ /year	0.4532	3.7	3.337	part 5- step 4
16	Inspection date			9 Oktober 2030			
17	Inspection Effectifness			Inspection Effectifenes category 2C			

#### 4.3.4. Penentuan tingkat risiko pada PRD sistem production gas separator

Besarnya risiko yang telah dihitung secara detail pada lampiran 1 akan menjadi dasar untuk penentuan level risiko PRD yang akan di rangkum dalam bab ini.

a. Menghitung dan menentukan besarnya risiko pada PSV-0001A

- Menentukan kategori PoF

Kategori probabilitas kegagalan ditentukan oleh penjumlahan probabilitas kegagalan membuka dan kebocoran setiap tahun sebesar 0.01429 failure/year

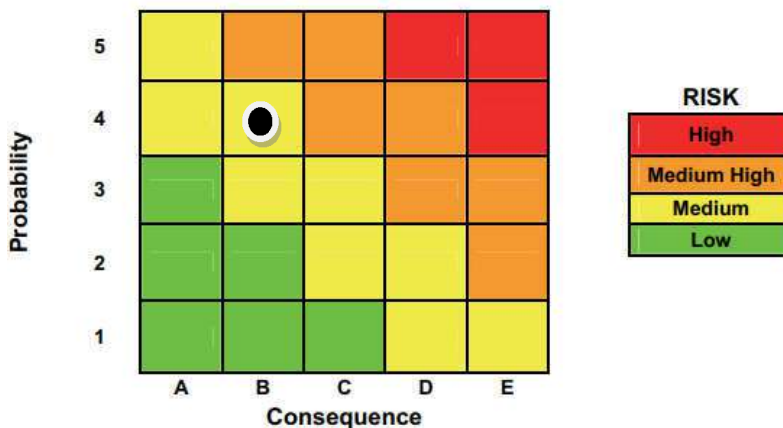
Kategori probabilitas kegagalan adalah 4. Kategori probabilitas dapat dilihat pada table 7.18 lampiran 4A.

- Menentukan kategori CoF

Kategori konsekuensi area kegagalan dipengaruhi oleh besarnya kegagalan akhir peralatan. Besarnya konsekuensi akhir dari PSV-0001A adalah  $\text{CoF} = 32.553 \text{ m}^2 = 350.401 \text{ ft}^2$

Kategori konsekuensi kegagalan adalah B. Kategori probabilitas dapat dilihat pada table 7.18 lampiran 4A.

Sehingga bila diplotkan kedalam matrix risiko PSV-0001A memiliki kategori risiko *medium risk* seperti yang ditunjukkan gambar 4.1.



Gambar 4. 1 Risiko saat ini PSV-0001A

b. Menghitung dan menentukan besarnya risiko pada PSV-1101A/B/C

- Menentukan kategori PoF

Kategori probabilitas kegagalan ditentukan oleh penjumlahan probabilitas kegagalan membuka dan kebocoran setiap tahun sebesar 0.01429 failure/year



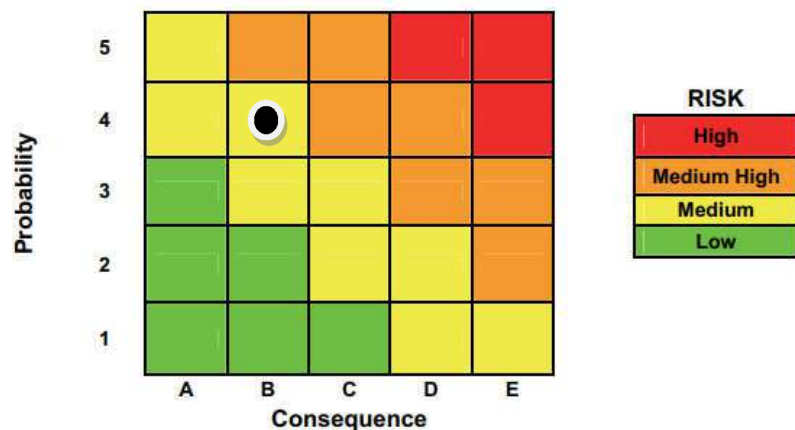
Kategori probabilitas kegagalan adalah 4. Kategori probabilitas dapat dilihat pada table 7.18 lampiran 4A.

- Menentukan kategori CoF

Kategori konsekuensi area kegagalan dipengaruhi oleh besarnya kegagalan akhir peralatan. Besarnya konsekuensi akhir dari PSV-0001A adalah  $\text{CoF} = 33.291 \text{ m}^2 = 358.343 \text{ ft}^2$

Kategori konsekuensi kegagalan adalah B. Kategori probabilitas dapat dilihat pada table 7.18 lampiran 4A.

Sehingga bila diplotkan kedalam matrix risiko PSV-1101A/B/C memiliki kategori risiko *medium risk* seperti yang ditunjukkan gambar 4.2.



Gambar 4. 2 Risiko saat ini PSV-1101A/B/C

- c. Menghitung dan menentukan besarnya risiko pada PSV-1102A

- Menentukan kategori PoF

Kategori probabilitas kegagalan ditentukan oleh penjumlahan probabilitas kegagalan membuka dan kebocoran setiap tahun sebesar 0.01406 failure/year

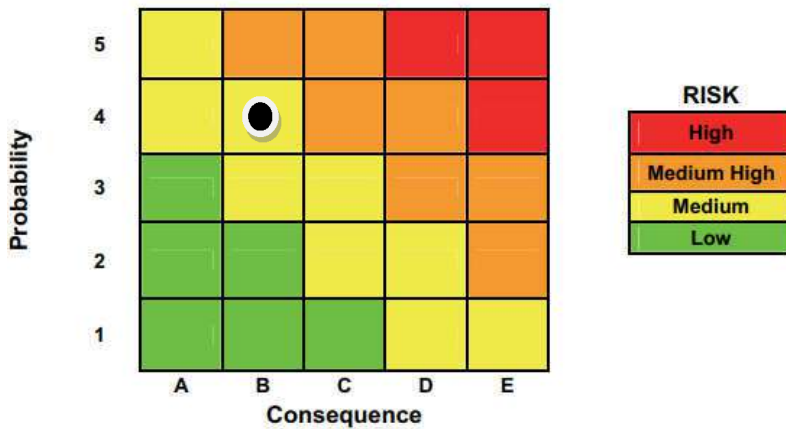
Kategori probabilitas kegagalan adalah 4. Kategori probabilitas dapat dilihat pada table 7.18 lampiran 4A.

- Menentukan kategori CoF

Kategori konsekuensi area kegagalan dipengaruhi oleh besarnya kegagalan akhir peralatan. Besarnya konsekuensi akhir dari PSV-0001A adalah  $\text{CoF} = 32.415 \text{ m}^2 = 348.908 \text{ ft}^2$

Kategori konsekuensi kegagalan adalah B. Kategori probabilitas dapat dilihat pada table 7.18 lampiran 4A.

Sehingga bila diplotkan kedalam matrix risiko PSV-1102A memiliki kategori risiko *medium risk* seperti yang ditunjukkan gambar 4.3.



Gambar 4. 3 Risiko saat ini PSV-1102A

d. Menghitung dan menentukan besarnya risiko pada PSV-1105A

- Menentukan kategori PoF

Kategori probabilitas kegagalan ditentukan oleh penjumlahan probabilitas kegagalan membuka dan kebocoran setiap tahun sebesar 0.1398 failure/year

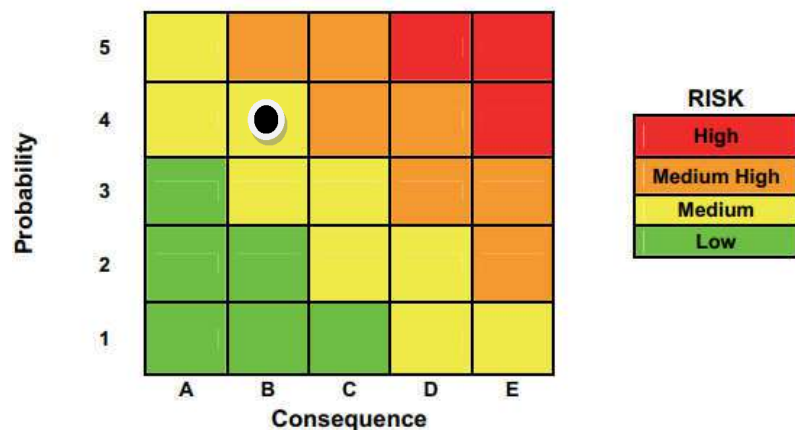
Kategori probabilitas kegagalan adalah 4. Kategori probabilitas dapat dilihat pada table 7.18 lampiran 4A.

- Menentukan kategori CoF

Kategori konsekuensi area kegagalan dipengaruhi oleh besarnya kegagalan akhir peralatan. Besarnya konsekuensi akhir dari PSV-0001A adalah  $\text{CoF} = 32.415 \text{ m}^2 = 348.908 \text{ ft}^2$

Kategori konsekuensi kegagalan adalah B. Kategori probabilitas dapat dilihat pada table 7.18 lampiran 4A.

Sehingga bila diplotkan kedalam matrix risiko PSV-1105A memiliki kategori risiko *medium risk* seperti yang ditunjukkan gambar 4.4.



Gambar 4. 4 Risiko saat ini PSV-1105A

e. Menghitung dan menentukan besarnya risiko pada PSV-1105B

- Menentukan kategori PoF

Kategori probabilitas kegagalan ditentukan oleh penjumlahan probabilitas kegagalan membuka dan kebocoran setiap tahun sebesar 0.1398 failure/year

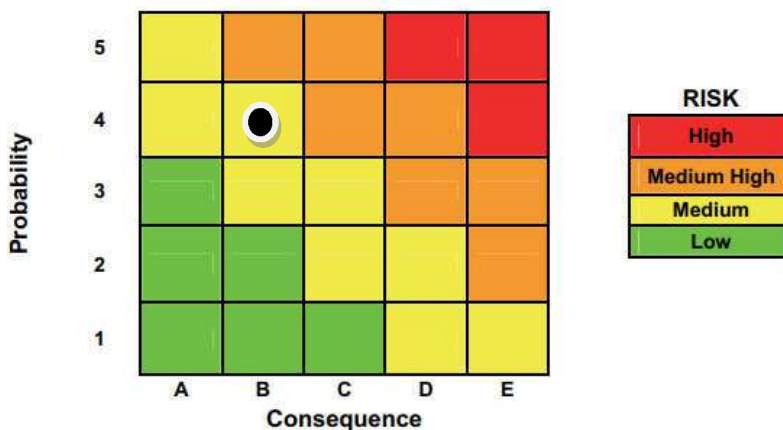
Kategori probabilitas kegagalan adalah 4 Kategori probabilitas dapat dilihat pada table 7.18 lampiran 4A.

- Menentukan kategori CoF

Kategori konsekuensi area kegagalan dipengaruhi oleh besarnya kegagan akhir peralatan. Besarnya konsekuensi akhir dari PSV-0001A adalah  $\text{CoF} = 32.415 \text{ m}^2 = 348.908 \text{ ft}^2$

Kategori konsekuensi kegagalan adalah B. Kategori probabilitas dapat dilihat pada table 7.18 lampiran 4A.

Sehingga bila diplotkan kedalam matrix risiko PSV-1105B memiliki kategori risiko *medium risk* seperti yang ditunjukkan gambar 4.5.



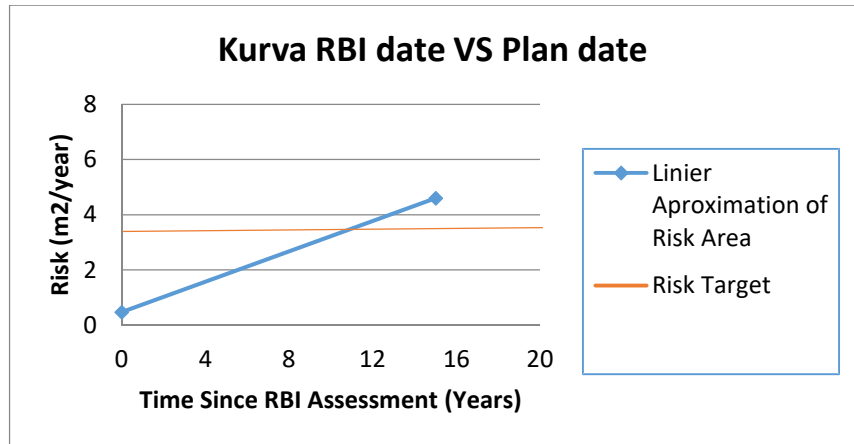
Gambar 4. 5 Risiko saat ini PSV-1105B

#### 4.4. Inspection Planning

*Inspection Planning* disusun berdasarkan level risiko sebuah *equipment* pada saat analisis RBI dilaksanakan, untuk keperluan laporan perhitungan inspeksi hanya untuk PSV-0001A sedangkan untuk PSV-110A/B/C, PSV-1102A, PSV-1105A/B selengkapnya bisa dilihat pada lampiran 1. Langkah-langkah dalam menentukan *inspection planning* ialah :

1. Menghitung *target inspection date*

Target date didapatkan dengan cara mensimulasi umur valve setelah dilakukan RBI date hingga melebihi *risk target* sehingga didapatkan perpotongan kurva risiko pada RBI *date* dengan kurva *risk target*. Kurva pada gambar 4.6 dibawah ini menunjukkan perbandingan antara *RBI date* dengan *target date*



Gambar 4. 6 kurva perbandingan approximation risk dan risk target

Target date dapat dihitung dengan cara melakukan interpolasi nilai pada table 4.1 dibawah ini :

*Tabel 4. 11 Perhitungan Inspection Date*

Data	Date	Time since RBI Assessment	Risk Area
RBI Date	8/25/2018	0	0.46527
Risk Target	?	?	3.71
Plan Date	8/25/2033	15	4.5988

$$\frac{y-y_1}{y_2-y_1} = \frac{x-x_1}{x_2-x_1}$$

$$\frac{y-0}{15-0} = \frac{3.71-0.46527}{4.5988-0.46527}$$

Y = 11,77467 tahun

Sehingga,

Target date adalah 11.77 tahun setelah RBI date dilakukan, diestimasikan pada tanggal 31 Mei 2030

2. Menghitung risiko plan date setelah dilakukan inspeksi

Besarnya nilai setelah dilakukan inspeksi bisa dihitung dengan menggunakan spreadsheet modelling pada lampiran 1 dengan meng-update nilai *modified characteristic life*,  $\eta_{upd}$ .

Pada penelitian ini diestimasikan dilakukan inspeksi dengan *inspection effectiveness category C* selama 2 kali sebelum *Inspection date*

*inspection effectiveness category*

2C=1B ( inspeksi yang dilakukan secara tipe C dengan skala 2 kali sebanding dengan inspeksi sekali dengan menggunakan tipe B).

- Besarnya Probabilitas Kegagalan saat inspection date

$$POFOD = POF + POL$$

$$POFOD = 2.04E-09 + 0.093521$$

$$POFOD = 0.0944$$

- Besarnya konsekuensi kegagalan

$$CoF = 32.553 \text{ m}^2$$

- Besarnya risiko

$$RISK_f^{prd} = 3.07 \text{ m}^2/\text{year}$$

### 3. Menentukan *Inspection Effectiveness*

*Inspection Effectiveness* ditentukan hingga mendapatkan nilai inspection confidence factors (lihat tabel 7.8 lampiran 4A) yang sesuai sehingga risiko saat inspection date *acceptable*. Pada analisa penelitian ini direkomendasikan minimal menggunakan inspection effectiveness kategori C dengan mengaplikasikan *Visual on-stream Inspection*. Adapun *Visual on-stream Inspection* telah dibahas pada pada bab 2.11.

## **BAB V**

### **KESIMPULAN DAN SARAN**

#### **5.1. Kesimpulan**

Kesimpulan dari penelitian yang dilakukan terhadap PRD yang dianalisis dengan metode RBI API 581 adalah :

1. Besarnya risiko pada PSV-0001A, PSV-1101A/B/C, PSV-1102A, PSV-1105A/B berkisar antara  $0.4532 \text{ m}^2/\text{year}$  –  $0.4758 \text{ m}^2/\text{year}$ . Besarnya risiko untuk seluruh PRD yang dianalisis bila dimasukkan kedalam matriks risiko memiliki kategori risiko *medium risk* Dan merupakan tingkat risiko yang dapat diterima.
2. Inspection planning untuk *pressure relief device* :
  - a. PSV-0001A diestimasi pada tahun ke-11 setelah dilakukan analisis RBI, yaitu pada tanggal 9 Oktober 2030
  - b. PSV-1101A/B/C diestimasi pada tahun ke-11 setelah dilakukan analisis RBI, yaitu pada tanggal 11 Februari 2030
  - c. PSV-1102A diestimasi pada tahun ke-11 setelah dilakukan analisis RBI, yaitu tanggal 11 September 2030
  - d. PSV-110A/B diestimasi pada tahun ke-11 setelah dilakukan analisis RBI, yaitu tanggal 9 Oktober 2030
3. Metode inspeksi yang diharapkan dapat diaplikasikan adalah dilaksanakannya inspeksi secara visual tanpa melakukan test *pop*, dimana dokumentasi rinci kondisi komponen internal PRD dilakukan.
4. Hasil perhitungan menggunakan metode RBI menunjukkankurun waktu inspeksi untuk PRD yang lebih lama dibandingkan ketentuan KEMEN ESDM No.38 Tahun 2017,yaitu setiap 4 tahun sekali. Perbedaan jadwal inspeksi tersebut dapat disebabkan oleh data yang kurang lengkap.

## 5.2. Saran

1. Penggunaan metode RBI dalam menentukan risiko tidak secara langsung menurunkan risiko, sehingga perlu adanya *trial & eror* dengan sering melakukan penilaian RBI untuk mendapatkan data yang *update* sehingga factor ketidak pastian berkurang.
2. Data yang digunakan dalam analisis RBI seharusnya data pada saat inspeksi terakhir, sehingga hasil analisis diharapkan lebih akurat.
3. Tidak tersedia data biaya pada asset yang dimiliki, sehingga penilaian hanya menggunakan konsekuensi area. Seharusnya pihak perusahaan dapat melakukan perhitungan konsekuensi biaya sehingga bisa menganalisis *cost benefit analisis* dalam penentuan penggunaan metode *time based maintenance* maupun *risk based inspection* serta menentukan jenis inspeksi yang dilakukan.
4. Hasil Inspection planning lebih lama dibandingkan dengan ketentuan SKPP migas, sehingga untuk jadwal inspeksi disarankan mengikuti ketentuan SKPP Migas



## DAFTAR PUSTAKA

Spirax Sarco, Introducing to Safety Valves.

Tersedia pada : <http://www.spiraxsarco.com/global/id/Products/Pages/safety-valves.aspx>

(diakses 18 Januari 2018)

Wikipedia, Pressure relief Valve

Tersedia pada : [https://en.wikipedia.org/wiki/Relief\\_valve](https://en.wikipedia.org/wiki/Relief_valve)

(diakses pada 18 Januari 2018)

API RP 576. November.2009. Inspection of Pressure-relieving Device,3<sup>rd</sup> edition. Washinton,D.C :API Publishing Service

API RP 581. April. 2016. Risk-Based Inspection Technology, 3rd edition. Washington, D.C:API Publishing Services.

API RP 580. 2016. Risk-Based Inspection Technology, 3rd edition. Washington, D.C:API Publishing Services

Arina, Dyah. 2016. Analisis Remaining Life dan Penjadwalan Program Inspeksi pada Pressure Vessel dengan Menggunakan Metode Risk Based Inspection . Surabaya : ITS

Hendra,Maulana. 2010. Analisis Penerapan Metode RBI dalam Pemeriksaan Keselamatan Kerja pada Industri MIGAS . Salambe : UI

Hellemans,Marc. 2009. The Safety Relief Valve Handbook. USE:ELSEVIER

TWI, "Best Practice for Risk Based Inspection as a Part of Plant Integrity Management", New York, 2001

Devold, Havard. 2013. Oil and gas production handbook An introduction to oil and gas production, transport, refining and petrochemical industry. Etterstad.

Malek, Mohammad. 2006. Pressure Relief Device . USA. McGraw-hill Company,inc

*"Halaman ini sengaja dikosongkan"*

## Nomenclature

## **Nomenclature for Probability of Failure Calculation**

$A^{prd}$	<i>is the orifice area of the PRD, mm<sup>2</sup> (inch<sup>2</sup>)</i>
$A_{total}^{prd}$	<i>is the total installed orifice area of a multiple device installation, mm<sup>2</sup></i>
$\beta$	<i>is the weibull parameter</i>
$\eta$	<i>Is the weibull characteristic life parameters</i>
$\eta_{def}$	<i>is the Weibull characteristic life parameter based on the default service severity chosen for a specific PRD, years</i>
$\eta_{mod}$	<i>is the Weibull characteristic life parameter modified to account for installation factors, design features, overpressure and environmental factors, years</i>
$\eta_{upd}$	<i>is the Weibull characteristic life parameter updated to account for inspection history, years</i>
$CF$	<i>is the confidence factor placed on the inspection effectiveness</i>
$CF_i$	<i>is the confidence factor placed on the inspection effectiveness associated with the inspection record</i>
$CF_{fail}$	<i>is the confidence factor that a failed test represents the true condition of the PRD at the time of the test</i>
$CF_{pass}$	<i>is the confidence factor that a passed test represents the true condition of the PRD at the time of the test</i>
$D_f$	<i>is the damage factor as a function of time for equipment components protected by the PRD</i>
$DR_j$	<i>is the demand rate associated with the j<sup>th</sup> overpressure demand case, demands/year</i>
$DR_{total}$	<i>is the total demand rate on a PRD, demands/year</i>

$DRRF_j$	<i>is the demand rate reduction factor associated with the <math>j^{th}</math> overpressure demand case</i>
$D_{mild}$	<i>is the duration that a mild or moderate PRD leak will go undiscovered, days</i>
$D_{so}$	<i>is the duration of a stuck open PRD, days</i>
$D_{sd}$	<i>is the number of days required to shut a unit down to repair a leaking or stuck open PRD</i>
$EF_j$	<i>is the initiating event frequency associated with the <math>j^{th}</math> overpressure demand case, demand/year</i>
$F_a$	<i>is the multiple device installation adjustment factor</i>
$F_c$	<i>is the adjustment factor for conventional valves</i>
$F_{env}$	<i>is the adjustment factor for environmental factors</i>
$F_{op}$	<i>is the adjustment factor for overpressure</i>
$F_{op,j}$	<i>is the adjustment factor for the overpressure for the <math>j^{th}</math> overpressure demand case</i>
$F_r$	<i>is the recovery factor applied to lost inventory</i>
$F_s$	<i>is the adjustment factor for the presence of soft seats</i>
$F_{set}$	<i>is the adjustment factor for the ratio of operating pressure to set pressure</i>
$F(t)$	<i>is the cumulative failure density function or unreliability</i>
$gff_n$	<i>is the generic failure frequency for the protected equipment associated with the <math>n^{th}</math> hole size, failures/year</i>
$gfft$	<i>is the total generic failure frequency for the protected equipment, years</i>

$lrate_{mild}$	is the leakage rate of a mild or moderately leaking PRD, kg/hr (lb/hr)
$lrate_{so}$	is the leakage rate for a stuck open PRD, kg/hr (lb/hr)
MAWP	is the maximum allowable working pressure of the protected equipment, kPa (psig)
MTTF	is the mean time to failure
Ndc	is the number of demand cases
$P_o$	is the overpressure likely to occur as a result of a PRD failing to open upon demand, kPa (psig)
$P_{o,j}$	is the overpressure likely to occur as a result of a PRD failing to open demand, associated with the $j^{th}$ overpressure demand case, kPa (psig)
$P_s$	is the storage or operating pressure of the protected equipment, kPa (psig)
$P_{set}$	is the set pressure of the PRD, kPa (psig)
$P_f(t)$	is the POF (loss of containment) of the protected equipment, failure/year
$P_{f,j}$	is the POF (loss of containment) of the protected equipment associated with the $j^{th}$ overpressure demand case, failures/year
$P_{f,j}^n$	is the POF of the protected equipment for the $n^{th}$ hole size associated with the $j^{th}$ overpressure demand case, failure/year
$P_{f,j}^{prd}$	is the POF of a PRD associated with the $j^{th}$ overpressure demand case, failures/year
$P_{f,cond}^{prd}$	is the conditional POFOD, failure/demand
$P_{f,prior}^{prd}$	is the prior POFOD, failures/demand

$P_{f,wgt}^{prd}$	is the weighted POFOF, failures/demand
$P_{fod}$	is the PRD POFOF, failures/demand
$P_{fod,j}$	is the PRD POFOF associated with the $j^{th}$ overpressure demand case, failures/demand
$P_l^{prd}$	is the PRD probability of leakage, failures/year
$P_{l,wgt}^{prd}$	is the weighted probability of leakage, failures/demand
$P_{p,prior}^{prd}$	is the prior probability of passing on demand, failures/demand
$RISK_{f,j}^{prd}$	is the risk of a PRD failure to open associated with the $j^{th}$ overpressure demand case, $m^2/year$
$RISK_f^{prd}$	is the risk of a PRD failure to open, $m^2/year$
$RISK_l^{prd}$	is the risk of PRD leakage
$RISK^{prd}$	is the total risk for a PRD
$R(t)$	is the risk as a function of time, $m^2/year$ ( $ft^2/year$ )
$t$	is time, years
$t_{dur,a}$	is the actual duration between inspections associated with the $i$ historical inspection record, years
$t_{ins}$	is the inspection interval, years
$W_c^{prd}$	is the rated capacity of a PRD, kg/hr (lb/hr)

## **Nomenclature for Consequence of Failure Calculation**

$\rho$	<i>Is the density, kg/m<sup>3</sup> (lb/ft<sup>3</sup>)</i>
$\rho_l$	<i>Is the liquid density, kg/m<sup>3</sup> (lb/ft<sup>3</sup>)</i>
$\rho_v$	<i>Is the vapor density, kg/m<sup>3</sup> (lb/ft<sup>3</sup>)</i>
$a$	<i>is a constant provided for reference fluids for Level 1 consequence analysis</i>
$a_{cmd}^{AINL-CONT}$	<i>is a constant for AINL continuous release provided for reference fluids for Level 1 consequence analysis for equipment damage area</i>
$a_{cmd}^{AIL-CONT}$	<i>is a constant AIL continuous release provided for reference fluids for Level 1 consequence analysis for equipment damage area</i>
$a_{cmd}^{AINL-inst}$	<i>is a constant for AINL instantaneous release provided for reference fluids for Level 1 consequence analysis for equipment damage area</i>
$a_{cmd}^{AIL-inst}$	<i>is a constant AIL instantaneous release provided for reference fluids for Level 1 consequence analysis for equipment damage area</i>
$a_{INJ}^{AINL-CONT}$	<i>is a constant for AINL continuous release provided for reference fluids for Level 1 consequence analysis for personnel injury area</i>
$a_{INJ}^{AIL-CONT}$	<i>is a constant AIL continuous release provided for reference fluids for Level 1 consequence analysis for personnel injury area</i>
$a_{INJ}^{AINL-INST}$	<i>is a constant for AINL instantaneous release provided for reference fluids for Level 1 consequence analysis for personnel injury area</i>
$a_{INJ}^{AIL-INST}$	<i>is a constant AIL instantaneous release provided for reference fluids for Level 1 consequence analysis for personnel injury area</i>
$AIT$	<i>is the auto-ignition temperature of the released fluid, K (°R)</i>



$A_n$	is the hole area associated with the $n$ release hole size, mm, (inch )
$b$	is a variable provided for reference fluids for Level 1 consequence analysis for analysis
$b_{cmd}^{AINL-CONT}$	is a constant AINL continuous release provided for reference fluids for Level 1 consequence analysis for equipment damage area
$b_{cmd}^{AIL-CONT}$	is a constant AIL continuous release provided for reference fluids for Level 1 consequence analysis for equipment damage area
$b_{cmd}^{AINL-INST}$	is a constant AINL instantaneous release provided for reference fluids for Level 1 consequence analysis for equipment damage area
$b_{cmd}^{AIL-INST}$	is a constant AIL instantaneous release provided for reference fluids for Level 1 consequence analysis for equipment damage area
$b_{inj}^{AINL-CONT}$	is a constant AINL continuous release provided for reference fluids for Level 1 consequence analysis for personnel injury area
$b_{inj}^{AIL-CONT}$	is a constant AIL continuous release provided for reference fluids for Level 1 consequence analysis for personnel injury area
$b_{inj}^{AINL-INST}$	is a constant AINL instantaneous release provided for reference fluids for Level 1 consequence analysis for personnel injury area
$b_{inj}^{AIL-INST}$	is a constant AIL instantaneous release provided for reference fluids for Level 1 consequence analysis for personnel injury
$C$	Is a gas release constant used in HF and H2S releases for the COF 1 toxic area analysis
$C_d$	is the release hole coefficient of discharge, unitless
$C_p$	is the specific heat of the released fluid, J/kg-K (Btu/lb- R)
$CA$	is the final consequence area, $m^2(ft^2)$

$CA^{AIL}$	is the flammable consequence area where auto-ignition is likely to occur, $m^2 (ft^2)$
$CA^{ANIL}$	is the flammable consequence area where auto-ignition is not likely to occur, $m^2 (ft^2)$
$CA^{AIT-blend}$	is the AIT blended flammable consequence area, $m^2 (ft^2)$
$CA_n^{INST}$	is the consequence area for an instantaneous release, $m^2 (ft^2)$
$CA_n^{cont}$	is the consequence area for a continuous release, $m^2 (ft^2)$
$CA_n^{ic-blend}$	is the continuous/instantaneous blended flammable consequence area, $m(ft)$
$CA_{cmd,n}^{AINL}$	is the continuous/instantaneous blended component damage flammable consequence area that are not likely to auto-ignite, associated with the $n$ release hole size, $m^2 (ft^2)$
$CA_{cmd,n}^{AINL-CONT}$	is the component damage flammable consequence area for continuous releases that are not likely to auto-ignite, associated with the $n$ release hole size, $m^2 (ft^2)$
$CA_{cmd,n}^{AIL}$	is the continuous/instantaneous blended component damage flammable consequence area that are likely to auto-ignite, associated with the $n$ release hole size, $m^2 (ft^2)$
$CA_{cmd,n}^{AIL-CONT}$	is the component damage flammable consequence area for continuous releases that are likely to auto-ignite, associated with the $n$ release hole size, $m^2 (ft^2)$
$CA_{cmd,n}^{AINL-INST}$	is the component damage flammable consequence area for instantaneous releases that are not likely to auto-ignite, associated with the $n$ release hole size, $m^2 (ft^2)$
$CA_{cmd,n}^{AIL-INST}$	is the component damage flammable consequence area for instantaneous releases that are likely to auto-ignite, associated with the $n$ release hole size, $m^2 (ft^2)$
$CA_{cmd,n}^{flam}$	is the blended equipment damage flammable consequence area, associated the $n^{th}$ release holesize, $m^2 (ft^2)$

$CA_{cmd}^{flam}$	is the final probability weighted component damage flammable consequence area, $m^2$ ( $ft^2$ )
$C_{cmd}$	is the final component damage consequence area, $m^2$ ( $ft^2$ )
$CA_{cmd,n}^{AINL}$	is the continuous/instantaneous blended personnel injury flammable consequence area that are not likely to auto-ignite, associated with the $n$ release hole size, $m^2$ ( $ft^2$ )
$CA_{cmd,n}^{AIL}$	is the continuous/instantaneous blended personnel injury flammable consequence area that are likely to auto-ignite, associated with the $n$ release hole size, $m^2$ ( $ft^2$ )
$CA_{cmd}^{nfmt}$	is the component damage nonflammable, non-toxic consequence area, $m^2$ ( $ft^2$ )
$CA_{cmd}^{tox}$	is the final probability weighted component damage toxic consequence area, $m$ ( $ft$ )
$CA_{inj,n}^{AINL-CONT}$	is the personnel injury flammable consequence area for continuous releases that are not likely to auto-ignite, associated with the $n$ release hole size, $m^2$ ( $ft^2$ )
$CA_{inj,n}^{AIL-CONT}$	is the personnel injury flammable consequence area for continuous releases that are likely to auto-ignite, associated with the $n$ release hole size, $m^2$ ( $ft^2$ )
$CA_{inj,n}^{AIL-INST}$	is the personnel injury flammable consequence area for instantaneous releases that are not likely to auto-ignite, associated with the $n$ release hole size, $m^2$ ( $ft^2$ )
$CCA_{inj,n}^{flam}$	is the personnel injury flammable consequence area for instantaneous releases that are likely to auto-ignite, associated with the $n$ release hole size, $m^2$ ( $ft^2$ )
$CA_{inj}^{flam}$	Is the final Probabiliti weighted personnel injury flammable consequence area $m^2$ ( $ft^2$ )

$CA_{inj,n}^{CONT}$	Is the personnel injury consequence area for continues release ,associated with the $n^{th}$ release hole size, $m^2$ (ft <sup>2</sup> )
$CA_{inj,n}^{INST}$	Is the personnel injury consequence area for instantaneous release, associated with the $n^{th}$ release hole size, $m^2$ (ft <sup>2</sup> )
$CA_{inj,n}^{tox-CONT}$	is the personnel injury toxic consequence area for a continuous release, associated with the $n^{th}$ release hole size, $m^2$ (ft <sup>2</sup> )
$CA_{inj,n}^{tox-INST}$	is the personnel injury toxic consequence area fpr an instantaneous release , associated with the $n^{th}$ release hole size, $m^2$ (ft <sup>2</sup> )
$CA_{inj,n}^{stm}$	is the personnel injury consequence area for steam leaks, associated with the $n$ release hole size, $m^2$ (ft <sup>2</sup> )
$CA_{inj,n}^{acid}$	is the personnel injury consequence area for caustic and acid leaks, associated with the $n$ release hole size, $m^2$ (ft <sup>2</sup> )
$CA_{inj,n}^{leak}$	is the personnel <sup>th</sup> injury nonflammable, non-toxic consequence area for steam or acid leaks, associated with the $n$ release hole size, $m^2$ (ft <sup>2</sup> )
$CA_{inj,n}^{nfnt}$	is the personnel injury nonflammable, non-toxic consequence area, associated with the $n$ release hole size, $m^2$ (ft <sup>2</sup> )
$CA_{inj}^{tox}$	is the final probability weighted personnel injury toxic consequence area, $m^2$ (ft <sup>2</sup> )
$CA_{inj}^{nfnt}$	is the final probability weighted personnel injury consequence area for non-flammable, non-toxic releases such as steam or acids, $m^2$ (ft <sup>2</sup> )
$CA_{cmd}$	is the final component damage consequence area, $m^2$ (ft <sup>2</sup> )
$CA_{inj}$	is the final personnel injury consequence area, $m^2$ (ft <sup>2</sup> )
$CA_{max}$	is the final maximum consequence area, $m^2$ (ft <sup>2</sup> )

$d$	Is a gas release constant used in HF and H <sub>2</sub> S releases for the Level 1 toxic consequence area analysis
$d_n$	is the diameter of the release hole size, mm (inch)
$e$	Is a gas release constant used in NH <sub>3</sub> and Cl releases for the Level 1 toxic consequence area analysis envcost is the environmental clean-up costs, \$/bbl
$f$	Is a gas release constant used in NH <sub>3</sub> and Cl releases for the Level 1 toxic consequence area analysis
$fact^{AIT}$	is the auto-ignition temperature (AIT) consequence area blending factor
$fact_{di}$	is the release magnitude reduction factor, based on the detection and isolations systems present in the unit
$fact_n^{ic}$	is the continuous/instantaneous consequence area blending factor determined for each release hole size, associated with the release hole size
$Fact_{mit}$	is the consequence area reduction factor, based on the mitigation systems present in the unit.
$Fact_{evap}$	is the fraction of the released liquid pool that evaporates, needed to estimate the volume of material for environmental clean-up
$g$	Is a gas release constant used in acid and caustic releases for the Level 1 area consequence analysis
$g_c$	is the gravitational constant
$gff_n$	are the generic failure frequencies for each of the $n$ release hole sizes selected for the type of equipment being evaluated
$gff_{total}$	is the sum of the individual release hole size generic frequencies
$h$	Is a gas release constant for acid and caustic for the Level 1 area consequence analysis

$k$	is the release fluid ideal gas specific heat capacity ratio, unitless
$K_{v,n}$	is the liquid flow viscosity correction factors, associated with $n^{th}$ release hole size, unitless
$ld_n$	is the actual leak duration of the flammable release based on the available mass and the calculated release rate, associated with the $n^{th}$ release hole size, seconds
$ld_n^{tox}$	is the leak duration of the toxic release based on the available mass and the calculated release rate, associated with the release hole size, seconds
$ld_{max,n}$	is the maximum leak duration associated with the release hole size, minutes
$mass_{add,n}$	is the additional mass that can be added to the release as contributed from the surrounding equipment in the inventory group (limited by $W_{max8}$ ), associated with the $n$ release hole size, kgs (lbs)
$mass_{avail,,n}$	is the available mass for release for each of the release hole sizes selected associated with the release hole size, kgs
$mass_{comp}$	is the inventory fluid mass for the component or piece of equipment being evaluated, kgs (lbs)
$mass_{comp,i}$	is the inventory fluid mass for each of the $i$ components or pieces or equipment that are included in the inventory group, kgs (lbs)
$mass_{inv}$	is the inventory group fluid mass, kgs (lbs)
$mass_n$	is the adjusted or mitigated discharge mass used in the consequence calculation associated with the $n^{th}$ release hole size, kgs (lbs)
$mass_n^{AINL-INST}$	is the adjusted or mitigated discharge mass used in the AINL instantaneous consequence

$mass_n^{AIL-INST}$	is the adjusted or mitigated discharge mass used in the AIL instantaneous consequence calculation associated with the release hole size, kgs (lbs)
$mass_n^{tox}$	is the release mass of toxic component used in the toxic consequence calculation associated with the release hole size, kgs
$mfrac_n$	is the mass fraction of toxic material in the released fluid mixture
$MW$	is the release fluid molecular weight, kg/kg-mol (lb/lb-mol)
$NBP$	is the normal boiling point, C (°F)
$Outage_{affa}$	is the numbers of days of downtime required to repair damage to the surrounding equipment, days
$Outagecmd$	is the probability weighted (on release hole size) numbers of days of downtime required to repair the specific piece of equipment that is being evaluated, days
$Outage_{mult}$	is the equipment outage multiplier that can be used to increase the default outage days for an equipment item, unitless
$Outage_n$	is the number of downtime days to repair damage associated with the $N$ release hole size, days
$Popdens$	is the population density of personnel or employees in the unit, personnel/m <sup>2</sup> (personnel/ft <sup>2</sup> )
$P_{atm}$	is the atmospheric pressure, kPa (psia)
$P_s$	is the storage or normal operating pressure, kPa (psia)
$P_{trans}$	is the transition back pressure, kPa (psia). Higher back pressures will result in subsonic vapor flow through the release hole, lower back pressures will cause choked or sonic flow across the release hole
$R$	is the universal gas constant = 8.314 J/(kg-mol-K (1545 ft-lb/lb-mol°R)

$R_n$	is the Reynolds Number for flow through the release, associated with the release hole size unitless
$rate_n$	is the adjusted or mitigated discharge rate used in the consequence calculation associated with the $n^{th}$ release hole size, kg/s (lb/s)
$rate_n^{AINL-CONT}$	is the adjusted or mitigated discharge rate used in the AINL continuous consequence calculation associated with the $n^{th}$ release hole size, kg/s (lb/s)
$rate_n^{AIL-CONT}$	is the adjusted or mitigated discharge rate used in the AIL continuous consequence calculation associated with the $n^{th}$ release hole size, kg/s (lb/s)
$rate_n^{tox}$	is the release mass rate of toxic component used in the consequence calculation associated with the $n^{th}$ release hole size, kg/s (lb/s)
$\rho_{atm}$	is the atmospheric air density, kg/m <sup>3</sup> (lb/ft <sup>3</sup> )
$\rho_l$	is the liquid density at storage or normal operating conditions kg/m <sup>3</sup> (lb/ft <sup>3</sup> )
$T_s$	is the storage or normal operating temperature, K (°R)
$t_n$	is the time to release 10,000 lbs of fluid mass, calculated for each of the $n$ release hole sizes selected, seconds
$vol_n^{env}$	is the spill volume to be cleaned up, used to determine environmental clean-up costs, calculated for each of the $n$ release hole sizes selected, barrels
$w_n$	is the theoretical release rate associated with the $n^{th}$ release hole size, kg/s (lb/s)
$w_{max,8}$	is the maximum flow rate of additional mass that can be added to the release as contributed from the surrounding equipment in the inventory group, kg/s (lb/s)



Lampiran 1:

Perhitungan *Risk Based Inpection*  
*Pressure Relief Device* PSV-0001A

## 1 GENERAL

Tag Number	:	PSV-0001A
Quality	:	1
Service	:	Production header
Protection item No.	:	16-HF-0063-15R
Nozzle (full/semi)	:	FULL
PID No.	:	SNO-R-PI-003
Design	:	SAFETY-RELIEF
Type	:	Conventional
Bonnet Type	:	Bolted
Nace Requirement	:	Yes

## 2 PROCESS CONDITIONS

Fluid	:	methane
State	:	Liquid
Required Capacity	:	209.4 lb/h
Molecular Weight	:	20.19
Operating Pressure	:	920 psig
Set Pressure	:	1300 psig
Operating Temperatur	:	142 °F = 61.11 °C
Relieving Temperatur	:	142 °F
Back Constant	:	42 psig
Pressure Variable	:	158 psi
Total	:	200 psig
% Allowable Overpressure	:	10%
Overpressure Factor	:	
Compressible Factor	:	0.883
Laten Heat of Vaporation	:	- Btu/lb
Ratio of Specific Heats (Cp/Cv)	:	1.36
Relief Density	:	3.78 Lb/ft <sup>3</sup>
Relief Viscosity	:	0.014 cP
Barometric Pressure	:	14.7 psia

## 3 DESIGN CONDITION

Design Pressure	:	3200 psig
Design Temperature	:	250 °F

## 4 BASIS AND SELECTION

Design Code	:	API 520, API STD 527
Sizing Basis	:	Thermal Relief
Calculated area	:	0.001 in <sup>2</sup> = 92.903 mm <sup>2</sup>
Selected Area	:	0.11 in <sup>2</sup> = 10219 mm <sup>2</sup>
Orifice Designation	:	D

## 5 CONNECTION

Size inlet / outlet	:	1.5 in 2 in
Rating (in/out)	:	1500# /#300
facing	:	RTJ/RF

## 6 MATERIALS

Body and Bonnet	:	SA995 GR,4A(NACE)
Seat and Rings	:	Duplex Stainlesss Steel
Resilient Seat Seal	:	N/A
Guide and Rings	:	Duplex Stainlesss Steel
Spring	:	Duplex Stainlesss Steel
Bellow	:	N/A

## 7 FLUID PROPERTIES

Vapor Density	:	3.79	lb/ft3
Liquid Density	:	41.46	lb/ft3
NBP	:	-125	C / -193 F
Auto Ignition Temperature	:	558	C / 1036 F
Dischage Coefficient Liquid	:	0.61	
Gravitasional Constant	:	1.00	
Inventory Group Mass	:	12179	kg

## 8 FIRE PREVENTION

Detection	:	Instrumentation designed specifically to detect material losses
Isolation	:	Isolation or shutdown system activated directly
Mitigation	:	Inventory blowdown , couple with isolation system classification B or higher

## 9 PLANNING

Last Inspection date	:	25-Aug-2018
RBI date	:	24-Aug-2022
Plan date	:	24-Aug-2022
Area Risk Target	:	40 ft2/year
Financial Risk Target	:	-
Population Density	:	-
Equipment Cost	:	-
Serious Injury Cost	:	-
Environtment Cost	:	-
Production Cost	:	-
Management Cost	:	-

**PART 1 : CALCULATION OF PROBABILITY OF FAILURE TO OPEN**

The fundamental calculation applied to PRDs for the fail to open case is the product of an estimated overpressure demand case frequency (or demand rate), the probability of the PRD failing to open on demand, and the probability that the protected equipment at higher overpressures will lose containment.

$$P_{f,j}^{prd} = P_{fod,j} \cdot DR_j \cdot P_{f,j}$$

equation (1.11)

The subscript j in the above equation indicates that the POF for the PRD,  $P_{f,j}^{prd}$ , needs to be calculated for each of the applicable overpressure demand cases associated with the PRD

- STEP 1    Select an inspection Interval,  $t_{insp}$   
 $t_{insp} = 4 \text{ years}$  see data planning
- STEP 2    Determine the default value for the weibull parameters,  $\beta$  and  $\eta_{def}$  using table 7.5  
Fluid Service : Methane  
Typical Temperature : 142 °F  
Fluid Severity : Mild See Table 7.4  
Design Type PRD : Conventional  
Discharge Location : discharge to flare with flare recovery system

Table. 7.5- Default Weibull Parameters for POFOD

Fluid Severity	Conventional and Balanced Bellows PRV		Pilot-Operated PRV		Rupture Disk	
	$\beta$	$\eta_{def}$	$\beta$	$\eta_{def}$	$\beta$	$\eta_{def}$
Mild	1.8	50.5	1.8	33.7	1.8	50.5
Moderate	1.8	23.9	1.8	8.00	1.8	50.5
Severe	1.8	17.6	1.8	3.5	1.8	50.5

Table Information :  $\beta$  : 1.80  
 $\eta_{def}$  : 50.5 - 25%\*50.5  
: 46.1 See note 1 table 7.5

STEP 3 Determine the adjustment factor,  $F_c$ , for conventional valves discharging to closed system or to flare

$F_c = 0.75$  for conventional valves discharging to closed system or flare

$F_c = 1.00$  for all other cases

STEP 4 Determine the environment adjustment factor,  $F_{env}$  using table 7.6

**Table 7.6-Environment adjustment Factors to weibull  $\eta$  parameter**

Environment Modifier	POFOD $\eta$ parameter	Adjustment to POL $\eta$ parameter
Operating Temperatur 200<T<500°F	1.0	0.8
Operating Temperatur >500°F	1.0	0.6
spring-loaded PRVs or >95% for pilot-operated PRVs	1.0	0.5

(see data process condition)

$F_{env} = \boxed{1.0}$

STEP 5 The result of the procedure outlined above will be a modified characteristic life,  $\eta_{mod}$ , as defined in equation (1.14)

$F_c = \frac{0.75}{\phantom{0.75}}$  see step 3

$F_{env} = \frac{1.00}{\phantom{1.00}}$  see step 4

$\eta_{def} = \frac{46.10}{\phantom{46.10}}$  see step 2

$\eta_{mod} = F_c \cdot F_{env} \cdot \eta_{def}$  equation (1.14)

$= 0.75 \cdot 1.00 \cdot 46.10$

$= \boxed{34.575}$

STEP 6 Assemble the PRD's inspection history, Grade each record using the inspection effectiveness table, part 2, Annex 2.c, Table 2.C.3.1. Record the result of each inspection record; PASS/FAIL and NO LEAK/LEAK and determine the confidence factors,  $C_{fi}$ , as applicable, for each inspection history based on the results of the test Determine the time duration,  $t_{dur,i}$  of

STEP 6.1 Each inspection record must be graded using the PRD inspection effectiveness table, part 2, annex 2.C, table 2.C.3.1

- Inspection effectiveness : part 2, annex 2.C, Table 2.C.3.1

Table 2.C.3.1- Inspection and testing effectiveness for Pressure Relief Device

Inspection Effectiveness	Component Type	Description of Inspection
Ineffective D	Pressure Relief Device	Valve overhaul performed ; no pop test conducted/documented
	Rupture Disk	No details of the internal component were documented

STEP 6.2 Record the PASS/FAIL and NO LEAK/LEAK in order to determine the confidence factors,  $CF_i$  , as applicable , for each inspection history where a test was conducted

- Inspection Record : No LEAK / LEAK  
: PASS / FAIL

- Determine the confidence factors,  $CF_i$

$CF_i$  : 0 see table 7.8

STEP 6.3 Determine the time duration ,  $t_{dur,I}$  ,between each inspection cycle

$t_{dur,I}$  = RBI date - Last Inspection  
= 8/24/2022 - 8/25/2018  
= 1460 days = 4 years

STEP 6.4 Determine if the PRD was overhauled

- refer to section 7.7.2 and 7.7.3 ,as well as figure 7.7, for more information

STEP 7 Starting at the earliest inspection record, update the modified characteristic life  $\eta_{mod}$  ,determine in step 5 as follows

STEP 7.1 Calculate the prior POF using equation (1.17) . The time prior for use in equation (1.17) . Is the time duration of the inspection cycle ,  $t_{dur,I}$  as determine in step 6 . Note that for the first inspection record ,the modified characteristic life,  $\eta_{mod}$ , is used . sub sequent inspection record will use the update ed characteristic life , $\eta_{upd}$ ,from step 7.5

$$P_{f,Prior}^{prd} = 1 - \exp \left[ - \left( \frac{t}{\eta_{upd}} \right)^\beta \right] \quad \text{equation (1.17)}$$

$$\begin{aligned}
 t &= 4 \text{ years} && \text{see step 6} \\
 \eta_{\text{upd}} &= \eta_{\text{mod}} \text{ for the first inspection record} && \text{see step 7.5} \\
 &= \boxed{34.575} \\
 \beta &= 1.80 && \text{see step 2}
 \end{aligned}$$

$$P_{f,\text{Prior}}^{\text{prd}} = \underline{0.0203925}$$

STEP 7.2 Calculate the prior probability of passing using Equation (1.18)

$$P_{p,\text{Prior}}^{\text{prd}} = 1 - P_{f,\text{prior}}^{\text{prd}}$$

$$\begin{aligned}
 P_{p,\text{Prior}}^{\text{prd}} &= \underline{1} - \underline{0.0203925} \\
 &= \underline{0.9796075}
 \end{aligned}$$

STEP 7.3 Determine the condition POF and the conditional probability of pass using Equations (1.19) and (1.20) respectively

$$P_{f,\text{cond}}^{\text{prd}} = (1 - CF_{\text{pass}}) \cdot P_{p,\text{prior}}^{\text{prd}} \quad \text{equation (1.19)}$$

$$CF_{\text{pass}} : \underline{0} \quad \text{step 6.2}$$

$$P_{p,\text{Prior}}^{\text{prd}} = \underline{0.9796075} \quad \text{step 7.2}$$

$$P_{f,\text{con}}^{\text{prd}} = \underline{0.9796075}$$

step 7.4 Calculate the weighted POF,  $P_{f,\text{wgt}}^{\text{prd}}$  using the appropriate equation from table 7.9

$$P_{f,\text{wgt}}^{\text{prd}} = P_{f,\text{prior}}^{\text{prd}} - 0.2 \cdot P_{f,\text{prior}}^{\text{prd}} \left( \frac{t}{\eta} \right) + 0.2 \cdot P_{f,\text{cond}}^{\text{prd}} \left( \frac{t}{\eta} \right) \quad \text{choose equation from table 7.9}$$

$$P_{p,\text{wgt}}^{\text{prd}} = \underline{0.0425869} \quad \begin{array}{l} \text{(assumed the inspection} \\ \text{was pass)} \end{array}$$

STEP 7.5 Determine the updated characteristic life,  $\eta_{\text{upd}}$ , using equation (1.21) and the weighted POF

$$\eta_{upd} = \frac{t}{\left(-\ln \left[1 - P_{f,wgt}^{prd}\right]\right)^{\frac{1}{\beta}}} \quad (1.21)$$

$$\eta_{upd} = \underline{22.821398}$$

STEP 7.6 Repeat step 7 for each of the inspection record available for the PRD until a final updated value for the characteristic life,  $\eta_{upd}$ , is determine.

$$P_{f,Prior}^{prd} = 1 - \exp\left[-\left(\frac{t}{\eta_{upd}}\right)^{\beta}\right] \quad \text{equation (1.17)}$$

t	=	4 years	see step 6
$\eta_{upd}$	=	22.821	see step 7.5
$\beta$	=	1.80	see step 2

$$P_{f,Prior}^{prd} = \boxed{0.0203925}$$

STEP 8 The POFOD should be adjusted based on the overpressure scenario with [Equation \(1.16\)](#) The overpressure factor  $F_{op,j}$ , is an adjustment for overpressure scenarios higher than 1.3 times the set pressure

$$F_{op,j} = 1.0 \quad \text{for } \frac{P_{o,j}}{P_{set}} < 1.3$$

$$F_{op,j} = 0.2 \quad \text{for } \frac{P_{o,j}}{P_{set}} > 4$$

$$F_{op,j} = 1 - \frac{1}{3.375} \cdot \left(\frac{P_{o,j}}{P_{set}} - 1.3\right) \quad \text{for all other cases}$$

The adjustment factor calculated above cannot be less than 0.2, nor greater than 1.0.

$P_{o,j}$	:	overpressure likely to occur as a result of a PRD failing to open upon demand, associated with the J overpressure demand case, kPa (psig)	=	1430 psig	(see data process condition)
-----------	---	---	---	-----------	------------------------------

Pset	:	The set pressure of the PRD, kPa (psig)	=	920 psig	(see data process condition)
------	---	---	---	----------	------------------------------

$\frac{P_{o,j}}{P_{set}}$	:	$\frac{1430}{920}$	:	1.5543
---------------------------	---	--------------------	---	--------



$F_{op,j}$  : The adjustment factor for the overpressure for the j overpressure demand case

$$: 1 - \frac{1}{3.375} \cdot \left( \frac{1430}{920} - 1.3 \right)$$

$$: 0.2515298$$

$$P_{fod,j} = P_{fod} \cdot F_{op,j}$$

Equation (1.16)

$$P_{fod} = \frac{0.020}{0.2515}$$

see step 7.1

$$F_{op,j} = \frac{0.2515}{0.2515}$$

see step 7

$$P_{fod,j} = 0.020 \cdot 0.2515$$

$$= \boxed{0.0051293} \quad \text{Failures/demand}$$

STEP 9 Estimates for the PRD initiating event frequencies,  $E_{fj}$ , based on the various relief overpressure demand cases that the device is providing protection

Examples of the initiating event frequencies are provided in [Table 7.2](#)

Additional background on the default initiating event frequencies is provided in [Table 7.3](#)

OverPressure Demand Case	Event Frequency	$E_{fj}$ (event/year)
Fire	1 per 250 years	0.004
Liquid Overfilling without administrative controls	1 per 10 years	0.10

STEP 10 Determine Credit for Other Layers of Protection. The concept of a demand rate reduction factor,  $DRRF_j$ , is introduced here to account for the difference in the overpressure demand case event frequency and the demand rate on the PRD. demand rate reduction factor are provide in [Table 7.2](#)

OverPressure Demand Case	Event Frequency	$DRRF_j$
Fire	1 per 250 years	0.10
Liquid Overfilling without administrative controls	1 per 10 years	0.10

STEP 11

for each overpressure demand case, determine the demand rate placed on the PRD, DR<sub>j</sub>. The demand rate (DR) on the PRD is calculated as the product of the initiating event frequency and the DRRF<sub>j</sub> in accordance with Equation (1.12).

$$DR_j = EF_j \cdot DRRF_j \quad \text{Equation (1.12)}$$

$$EF_{\text{(fire)}} = \text{initiating fire frequencies} = 0.004$$

$$DRRF_{\text{(fire)}} = \text{demand rate reduction factor} = 0.10$$

$$\begin{aligned} DR_{\text{(fire)}} &= EF_{\text{(fire)}} \cdot DRRF_{\text{(fire)}} \\ &= 0.004 \cdot 0.10 \\ &= \boxed{0.0004} \end{aligned}$$

$$EF_{\text{(overfill)}} = \text{initiating overfill frequencies} = \frac{0.10}{\phantom{0.10}}$$

$$DRRF_{\text{(overfill)}} = \text{demand rate reduction factor} = \frac{0.10}{\phantom{0.10}}$$

$$\begin{aligned} DR_{\text{(overfill)}} &= EF_{\text{(overfill)}} \cdot DRRF_{\text{(overfill)}} \\ &= \frac{0.10}{\phantom{0.10}} \cdot \frac{0.10}{\phantom{0.10}} \\ &= \boxed{0.01} \end{aligned}$$

An overall demand rate on the PRD can be calculated in Equation (1.13)

$$\begin{aligned} DR_{\text{total}} &= \sum_{j=1}^{ndc} DR_j \\ DR_{\text{total}} &= DR_{\text{(fire)}} + DR_{\text{(overfill)}} \\ &= 0.0004 + 0.01 \\ &= \boxed{0.0104} \end{aligned} \quad \text{Equation (1.13)}$$

step 12

Determine the MAWP of the protected equipment

set pressure	=	1300 psig	process
% Allowable Overpressure	=	10%	condition
MAWP	=	1430 psig	

step 13

If an RBI Study has been completed for protected equipment, calculate its damage adjustment POF, P<sub>f</sub>, using equation (1.1) since the DF for the protected equipment is a function of time, the DF must be determined at the PRD inspection interval, t<sub>insp</sub>, specified in step 1. If a risk analysis for fixed equipment has not been completed, a DF can be estimated using the values in

DF Class	DF	Description
None	1	New vessel or inspection shows little if any damage
Minimal	20	equipment has been in service for a reasonable amount of time and inspection shows evidence of minor damage . Damage mechanism have been identified and inspection data is available.
see table. 7.10		

DF = 1.0

STEP 14 Calculate the POF of the protected equipment at the elevated overpressure,  $P_{f,j}$  using equation (1.32).

$$P_{f,j} = (0.0312881 \cdot gff_{total} \cdot Df \cdot Fms) e^{3.464837 \cdot \frac{Po,j}{MAWP}} \quad \text{equation 1.32}$$

gff total =	<u>0.0000306</u>	see part 2 table 3.1
Df =	<u>1</u>	see step 13
Fms =	<u>0.5</u>	see part 2 section 3.5.4
Po,j =	<u>920</u>	data process condition
MAWP =	<u>1430</u>	see step 12

$$P_{f,j} = (0.0312881 \times 0.0000306 \times 1 \times 0.5) e^{3.464837 \cdot \frac{920}{1430}}$$

$$P_{f,j} = \boxed{4.448E-06}$$

STEP 15 Calculate the POF, ,using Equation (1.11)

Fire case

$$P_{f,j}^{prd} = P_{fod,j} \cdot DR_j \cdot P_{f,j} \quad \text{equation (1.11)}$$

$$P_{f,j}^{prd} = 0.0051293 \cdot 0.0004 \cdot 4.448E-06$$

$$= \boxed{9.126E-12}$$
  

0.0102586	0.0104	4.448E-06	4.746E-10
-----------	--------	-----------	-----------

Overfilling case

$$P_{f,j}^{prd} = P_{fod,j} \cdot DR_j \cdot P_{f,j} \quad \text{equation (1.11)}$$

$$P_{f,j}^{prd} = 0.0051293 \cdot 0.01 \cdot 4.448E-06$$

$$= \boxed{2.282E-10}$$

## PART 2 : Calculation Procedure - POL at Specified Inspection Interval

The leakage case is different than the fail to open case since the POF is not a function of demand rate but rather is based on failure during continuous operation. The industry data associated with the probability of leakage,  $P_l$ , data is in per year units (failure/year). no multiplication by any demand rate is necessary

STEP 1 Select an inspection Interval,  $t_{insp}$

$t_{insp} = 4$  years

see data planning

STEP 2 Determine the default value for the weibull parameters,  $\beta$  and  $\eta_{def}$  using table 7.5

Fluid Service : Methane

Typical Temperature : 142 °F

Fluid Severity : Mild

[See Table 7.4](#)

Design Type PRD : Conventional

Discharge Location : discharge to flare with flare recovery system

Table. 7.5- Default Weibull Parameters for POFOD

Fluid Severity	Conventional and Balanced Bellows PRV		Pilot-Operated PRV		Rupture Disk	
	$\beta$	$\eta_{def}$	$\beta$	$\eta_{def}$	$\beta$	$\eta_{def}$
Mild	1.8	50.5	1.8	33.7	1.8	50.5
Moderate	1.8	23.9	1.8	8.00	1.8	50.5
Severe	1.8	17.6	1.8	3.5	1.8	50.5

Table Information :  $\beta$  : 1.80

$\eta_{def}$  : 50.5

25%\*17.6 [See note 1 table 7.5](#)

: 46.1

STEP 3 Determine the adjustment factor,  $F_s$ , using section 7.3.2.g).

$F_s = \frac{1.25}{1.00}$  for soft seated design

see data material

$F_s = \frac{1.00}{1.00}$  for all other cases

STEP 4 Determine the environmental adjustment factor,  $F_{env}$ , using table 7.6

**Table 7.6-Environment adjustment Factors to weibull  $\eta$  parameter**

Environment Modifier	POFOD $\eta$ parameter	Adjustment to POL $\eta$ parameter
Operating Temperature 200<T<500°F	1.0	0.8
Operating Temperature >500°F	1.0	0.6
spring-loaded PRVs or >95% for pilot-operated PRVs	1.0	0.5

(see data process condition)

$$F_{env} = \underline{0.8}$$

STEP 5 calculate the modified characteristic life,  $\eta_{mod}$ , using equation (1.34) and the factors obtained in step 3 and 4.

$$F_s = \underline{1.00} \quad \text{see step 3}$$

$$F_{env} = \underline{0.80} \quad \text{see step 4}$$

$$\eta_{def} = \underline{46.10} \quad \text{see step 2}$$

$$\begin{aligned} \eta_{mod} &= F_s \cdot F_{env} \cdot \eta_{def} && \text{equation (1.34)} \\ &= 1.00 \cdot 0.80 \cdot 46.10 \\ &= 36.88 \end{aligned}$$

STEP 6 Assemble the PRDs inspection history, grade each record using the inspection effectiveness table, part 2, annex 2.C, Table 2.C.3.1. Record the result of each inspection record.; NO LEAK/LEAK and determine the confidence factors,  $C_{fi}$ , as applicable, for each inspection history based on the result of the test. Determine the time duration,  $t_{dur.i}$ , of each inspection cycle.

- Inspection effectiveness : part 2, annex 2.C, Table 2.C.3.1

**Table 2.C.3.1- Inspection and testing effectiveness for Pressure Relief Device**

Inspection Effectiveness	Component Type	Description of Inspection
Ineffective D	Pressure Relief Device	Valve overhaul performed ; no pop test conducted/documented
	Rupture Disk	No details of the internal component were documented

- Inspection Record : No LEAK / LEAK
- Determine the confidence factors, CFi  
CFi : 0
- Determine the time duration, tdur,j. of each inspection cycle  
tdur,j. = 4 years

STEP 7 Starting at the earliest inspection record , update the modified characteristic life,  $\eta_{mod}$ , determine in step 5 as follows:

STEP 7.1 Calculate the prior probability of leakage using equation (1.17). Note that for the first inspection record , the modified characteristic life,  $\eta_{mod}$ , is used subsequent inspection record will use the updated characteristic from STEP 7.5 below.

$$P_{l,Prior}^{prd} = 1 - \exp \left[ - \left( \frac{t}{\eta_{upd}} \right)^\beta \right] \quad \text{equation (1.17)}$$

$$\begin{aligned} t &= \underline{4} \\ \eta_{upd} &= \underline{36.88} \text{ for the first inspection record} \\ \beta &= \underline{1.80} \end{aligned}$$

$$P_{l,Prior}^{prd} = \underline{0.0181764}$$

STEP 7.2 Calculate the prior probability of passing using equation (1.18)

$$P_{p,Prior}^{prd} = 1 - P_{l,prior}^{prd} \quad \text{equation (1.18)}$$

$$\begin{aligned} P_{p,Prior}^{prd} &= \underline{1} - \underline{0.0181764} \\ &= \underline{0.9818236} \end{aligned}$$

STEP 7.3 Determine the conditional probability of leakage and conditional probability of pass using equation (1.19) and (1.20), respectively

$$P_{l,cond}^{prd} = (1 - CF_{pass}) \cdot P_{p,prior}^{prd} \quad \text{equation (1.19)}$$

$$Cf_{pass} : \underline{0} \quad \text{step 6}$$

$$P_{p,Prior}^{prd} = \underline{0.9818236} \quad \text{step 7.2}$$

$$P_{l,con}^{prd} = \frac{0.9818236}{}$$

STEP 7.4 calculate the weighted probability of leakage,  $P_{l,wgt}^{prd}$ , using the appropriate equation from table 7.9.

$$P_{l,wgt}^{prd} = P_{l,prior}^{prd} \cdot 0.2 \cdot P_{l,prior}^{prd} \left( \frac{t}{\eta} \right) + 0.2 \cdot P_{l,cond}^{prd} \left( \frac{t}{\eta} \right) \quad \text{choose equation from table 7.9}$$

$$P_{l,wgt}^{prd} = \frac{0.0390798}{} \quad \text{(assumed the inspection was pass)}$$

STEP 7.5 Determine the updated characteristic life,  $\eta_{upd}$ , using equation (1.21) and the weighted probability of leakage,  $P_{l,wgt}^{prd}$  establish in step 7.4

$$\eta_{upd} = \frac{t}{(-\ln[1 - P_{l,wgt}^{prd}])^{\frac{1}{\beta}}}$$

$$\eta_{upd} = \frac{23.96}{}$$

STEP 8 Calculate the probability of leakage for the specific PRD in accordance with Equation (1.35)

$$P_l^{prd} = 1 - \exp\left[-\left(\frac{t}{\eta_{upd}}\right)^{\beta}\right]$$

t	=	$\frac{4}{}$ year	see step 1
$\beta$	=	$\frac{1.80}{}$	see step 2
$\eta_{upd}$	=	$\frac{23.96}{}$	see step 7.6

$$P_l^{prd} = 1 - \exp\left[-\left(\frac{t}{\eta_{upd}}\right)^{\beta}\right] \quad \text{Equation (1.35)}$$

$$P_l^{prd} = \frac{0.0181764}{}$$

STEP 9 The Probability of leakage needs to be adjusted based on the closedness the system is operating near the set pressure with equation (1.36). The set pressure factor,  $F_{set}$ , is dependent on the PRD type.

$$P_{l,j}^{prd} = P_l^{prd} \cdot F_{set} \quad \text{equation (1.36)}$$

PRD Type = Conventional see data general

$$F_{set} = 1 - \left[ \frac{0.95 - \min \left[ 0.95, \frac{P_s}{P_{set1}} \right]}{0.95} \right]$$

for Pilot Operated PRVs

$$F_{set} = 1$$

for Rupture Disk

$$F_{set} = 1 - \left[ \frac{0.90 - \min \left[ 0.90, \frac{P_s}{P_{set1}} \right]}{0.90} \right]$$

for Conventional PRVs and Balanced Bellows PRVs

$$F_{set} = 1 - \left[ \frac{0.90 - 0.7076}{0.90} \right]$$

$$\frac{P_s}{P_{set}} = \frac{920}{1300} \quad \text{process condition}$$

$$= 0.7076923$$

$$F_{set} = 0.7863248$$

$$P_{l,j}^{prd} = P_l^{prd} \cdot F_{set} \quad \text{Equation (1.36)}$$

$$P_l^{prd} = \underline{0.0182} \quad \text{step 8}$$

$$F_{set} = \underline{0.7863} \quad \text{Table 7.7}$$

$$P_{l,j}^{prd} = 0.0182 \cdot 0.7863$$

$$= \underline{0.0143}$$



### PART 3 CONSEQUENCE CALCULATION of FAILURE to OPEN

STEP 1 Determine the list of overpressure scenarios applicable to the piece of equipment being protected by the PRD under evaluation. Table 7.2 provides a list of overpressure demand cases specific covered.

Overpressure Demand Case for PSV-0001A :

- 1 Fire see table 7.3
- 2 Liquid Overfilling without administrative controls in place

step 2 For each overpressure demand case, estimate the amount of overpressure,  $p_{o,j}$ , likely to occur during the overpressure event if the PRD were to fail to open.

Table 7.3 - Overpressure Scenario Project					
Initiating Event	Equipment Type	PRD Demand rate reduction factor	Qualifier	over pressure potential	Background and comment
1. Overpressure Scenario					
1 per 250 years	All Equipment Type	0.1 industry experience justifies this value	N/A	4.0 x MAWP (RUPTURE)	see table 7.3
2. Overpressure scenario - liquid Overfilling					
1 per 100 years (admin control)	All Equipment including process tower	1.00	downstream of positif displacement type rotating equipment	4.0 x MAWP	see table 7.3

$$\begin{aligned}
 P_{0,fire} &= 4 \times \text{MAWP} \\
 &= 4 \times 1430 \\
 &= 5720 \text{ psig}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 P_{0,overfilling} &= 4 \times \text{MAWP} \\
 &= 4 \times 1430 \\
 &= 5720 \text{ psig}
 \end{aligned}$$

STEP 3 For instalations that have multiple PRDs, determine the total amount of installed PRD orifice area ,  $A_{total}^{prd}$  , including the area of the PRD being evaluated. Calculate the overpressure adjustment factor,  $F_a$  , in accordance with equation (1.37)

$$F_a = \sqrt{\frac{A^{prd}}{A_{total}^{prd}}} \quad \text{equation (1.37)}$$

$A^{prd}$  = is the orifice area of the PRD, mm2

$$= \frac{10219.33}{}$$

$A_{total}^{prd}$  = is the total installed orifice area of a multiple device installation, mm2

$$= \frac{10219.33}{}$$

multiple PRD ?      no

$$F_a = \frac{1}{}$$

STEP 4 Reduce the overpressures determined in step 3 by the overpressure adjustment factor accordance with equation (1.38)

$$P_{o,j} = F_a \cdot P_{o,j} \quad \text{equation (1.38)}$$

$$F_a = 1 \quad \text{see step 3}$$

$$P_{0,fire} = 5720 \quad \text{see step 2}$$

$$\begin{aligned} P_{0,fire} &= 5720 \times 1 \\ &= \underline{5720} \text{ psig} \end{aligned}$$

$$P_{o,overfilling} = 5720 \quad \text{see step 2}$$

$$\begin{aligned} P_{o,overfilling} &= 5720 \times 1 \\ &= \underline{5720} \text{ psig} \end{aligned}$$

STEP 5 for each overpressure demand case, calculate the financial consequence  $C_{f,j}^{prd}$ , of loss containment from protected equipment using procedures developed in part 3. use the overpressure for demand cases as determine in STEP 4 in lieu of the operating pressure,  $P_s$

## Part 4 Consequence of Failure

The Fluid in production gas separator has following properties

Vapor Density	:	3.79 lb/ft <sup>3</sup>
Liquid Density	:	15.639 lb/ft <sup>3</sup> 250.51 kg/m <sup>3</sup>
NBP	:	-193 F
Auto Ignition Temperature	:	1036 F
Discharge Coefficient Liquid	:	0.61
Viscosity Correction Factor	:	1.00
Gravitationan Constant	:	1.00
Detection/Isolation Factor	:	Instrumentation designed specifically to detect material losses
Mitigation Factor	:	Fire water monitors
Inventory Group mass	:	12179 kg
Component mass	:	166.89 kg
Operating Pressure	:	920 psig

### STEP 1 Determine the Representative Fluid and Associated Properties

STEP 1.1 Select Representative fluid group Table 4.1

Table 4.1- List of Representative Fluid Available for level 1 Analysis

Representative Fluid	Fluid Type (see 4.1.5)	Example of Aplicable Material
C1-C2	TYPE 0	Methane,Ethan,Ethylane,LNG,Fuel gas
C3-C4	TYPE 0	Propan,Butane,Isobitane,LPG
C25+	TYPE 0	Residum, Heavy Crude, Lube Oil, Seal Oil

Chosen Representative Fluid : C1-C2

STEP 1.2 Determine the store fluid phase, liquid or vapor, if two phase , a level 2 consequence analysis should be performed

Stored fluid phase : Gas

Step 1.3 Determine the stored fluid properties

For a stored liquid

*p*l- Stored liquid density, kg/m<sup>3</sup>, can be estimated from table 4.2

AIT- Auto ignition Temperature ,K(°R) can be estimated from table 4.2

Table 4.2 - Properties of the Representative Fluids Used in Level 1 Consequence Analysis

Fluid	MW	Liquid Density (lb/ft <sup>3</sup> )	NBP (°F)	Ambient State	Ideal Gas Specific Heat Eq.	CP				Auto ignition Temperature (°F)
						Ideal Gas Constant A	Ideal Gas Constant B	Ideal Gas Constant C	Ideal Gas Constant D	
C1-C2	23	15.639	-193	Gas	Note 1	12.3	1.15E-01	-2.87E-03	-1.30E-09	1036
C2-C3	51	33.61	-6.3	Gas	Note 1	2.632	0.3188	-1.35E-04	1.47E-08	696
C25+	422	56.187	981	Liquid	Note 1	-22.4	1.94E+00	-1.12E-03	-2.53E-07	396

AIT : 830.93 K  
 NBP : 148.15 K  
 Liquid Density : 250.51 kg/m<sup>3</sup>

STEP 1.4 Determine the steady state phase of the fluid after release to the atmosphere, using Table 4.3 and the phase of the fluid stored in the equipment as determine in STEP 1.2.

Table 4.3 - Level 1 Guidelines for Determining the phase of a fluid

Phase of Fluid at Normal Operating (Storage) Conditions	Phase of Fluid at Ambient (After release) Condition	Determine of Final Phase for Consequence Calculation
Gas	Gas	Model as gas
Gas	Liquid	Model as gas
Liquid	Gas	model as gas unless the fluid boiling point at ambient conditions is greater than 80 F , than model as liquid
Liquid	Liquid	Model as Liquid

The fluid is gas in the vessel, its post release is Gas

## STEP 2 Release Hole Size Selection

STEP 2.1 Based on component type and table 4.4, determine the release hole size diameters, d<sub>n</sub>.

*For overpressure scenario, the rupture scenario 16" (406.4 mm) hole size is calculated*

STEP 2.2 Determine the failure frequency, gff<sub>n</sub>, for the n<sup>th</sup> release hole size from part 2, table 3.1, and the total generic failure frequency from this table or from equation (3.2)

$$gff_{total} = \sum_{n=1}^4 gff_n \quad (3.2)$$

Table 3.1 part 2, suggested component generic failure frequencies

Equipment Type	Component Type	gff as a function of hole size (failure/yr)				gff total (failure/yr)
		small	medium	large	rupture	
PIPE	PIPE-10	8.00E-06	2.00E-05	2.00E-06	6.00E-07	3.06E-05
	PIPE-12					
	PIPE-16					
	PIPEGT-16					

STEP 3 Release Rate Calculation

STEP 3.1 Select the appropriate release rate equation as describe above using the sored fluid phase determine in step 1.2.

use fluid equation, fluid is Liquid

STEP 3.2 For each release hole size , calculate the release hole size area,  $A_n$ , using equation (3.8) based on  $d_n$

$$A_n = \frac{\pi d_n^2}{4} \quad (3.8)$$

$$A_n = \frac{3.14 \times 406.4^2}{4}$$

$$A_n = 129651.35 \text{ mm}^2$$

STEP 3.3 For liquid release, for each release hole size , calculate the viscosity correction factor,  $K_{v,n}$ . using figure 4.1 or quation (3.4) .

$$K_{v,n} = 1$$

STEP 3.4 Calculate the release rate,  $W_n$ , for release area,  $A_n$ , determine in step 3.2, using equations (3.3), (3.6) or (3.7)

$$W_n = C_d \cdot K_{v,n} \cdot \rho_1 \cdot \frac{A_n}{c_1} \sqrt{\frac{2g_c(p_s - p_{atm})}{\rho_1}}$$

$$C_d = 0.61 \quad (\text{recommended})$$

$$C_1 = 31623$$

$$K_{v,n} = 1 \quad (\text{conservative})$$

$$P_s = 5720 \text{ psig}$$

$$\rho_1 = 250.51 \text{ step 1.3}$$

$$P_{atm} = 14.7 \text{ psig}$$

$$A_n = 129651.35 \text{ kg/m}^3$$

$$g_c = 1.0$$

$$W_n = 0.61 \cdot 1 \cdot 250.51 \cdot \frac{129651}{31623} \sqrt{\frac{2.1 \cdot (5720 - 14.7)}{250.51}}$$

$$w_4 = 4228.3763 \text{ kg/s}$$

STEP 4 Estimate the Fluid Inventory Available for Release

STEP 4.1 Group Component and equipment items into inventory groups (see annex 3.A)

only one component is given, and total inventory for the group

STEP 4.2 Calculate the fluid mass , $mass_{comp}$ , in the component being evaluated

$$V_{pipe} = \pi r^2 L$$

$$\begin{aligned} ID &= 381 \text{ mm} = 0.381 \text{ m} && \text{see equipment} \\ r &= ID/2 = 0.1905 \text{ m} && \text{diameter} \\ L &= \mathbf{5.8462836} \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} V_{pipe} &= 0.6661921 \text{ m}^3 && mass_{comp} = v_{pipe} \cdot \rho_1 \\ & && = 0.6661921 \cdot 250.51 \\ & && = 166.89 \text{ kg} \end{aligned}$$

STEP 4.3 Calculate the fluid mass in each of the other components that are included in the inventory group,  $mass_{comp,i}$

STEP 4.4 Calculate the fluid mass in the inventory group,  $mass_{inv}$ , using equation(3.9)

$$mass_{inv} = \sum_{i=1}^n mass_{comp,i}$$

No calculation necessary, inventory mass is given

$$mass_{inv} = 12179 \text{ kg}$$

STEP 4.5 Calculate the flow rate from a 203mm (8 inch) diameter hole,  $W_{max8}$ , using equation (3.3),(3.6)or (3.7) , as applicable ,with  $A_n$  , $A_8=32450 \text{ mm}^2$  (50.3 inch<sup>2</sup>). This is the maximum flow rate that can be added to the equipment fluid mass from the surrounding equipment in the inventory group.

$$\begin{aligned} W_n &= C_d \cdot K_{v,n} \cdot \rho_1 \cdot \frac{A_n}{c_1} \sqrt{\frac{2g_c(p_s - p_{atm})}{\rho_1}} \\ W_8 &= 0.61 \cdot 1 \cdot 250.051 \frac{32450}{31623} \sqrt{\frac{2.1 \cdot (5720 - 14.7)}{250.51}} \\ W_8 &= 1058.306 \text{ kg/s} \end{aligned}$$

STEP 4.6 For each release hole size, calculate the added fluid mass,  $mass_{add,n}$ , resulting from 3 (three) minutes of flow from the inventory group using equation (3.10) where  $W_n$  is the leakage rate for the release hole size being evaluated and  $W_{max8}$ , is from step 4.5

$$mass_{add,n} = 180 \cdot \min[W_n, W_{max8}] \quad (3.10)$$

$$\begin{aligned} W_n &= 4228.3763 \text{ kg/s} && \text{step 3.4} \\ W_{max8} &= 1058.3 \text{ kg/s} && \text{step 4.5} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} mass_{add,n} &= 180. \min[4428.37 ; 1058.3] \\ &= 190495.09 \text{ kg} \end{aligned}$$

STEP 4.7 For each release hole size, calculate the available mass for release using equation (3.11)

$$\begin{aligned} mass_{avail,n} &= \min[\{mass_{comp} + mass_{add,n}\}, mass_{inv}] \\ W_{comp} &= 166.89 \text{ kg} && \text{step 4.2} \\ W_{add,n} &= 190495.09 \text{ kg} && \text{step 4.6} \\ W_{inv} &= 12179 \text{ kg} && \text{step 4.4} \\ mass_{avail,n} &= \min[\{8396 + 199816\}.866.38] \\ &= 12179 \text{ kg} \end{aligned}$$

STEP 5 Determine the release type ( continues or instantaneous)

STEP 5.1 For each release hole size, calculate the time required to release 4536kgs (10000 lbs) of fluid

$$\begin{aligned} t_n &= \frac{4536}{W_n} && w_n = 4228.3763 \text{ kg/s} && (3.12) \\ t_n &= \frac{4536}{4435.278} && && \text{step 3.4} \\ t_n &= 1.0727522 \text{ s} \end{aligned}$$

STEP 5.2 For each release hole size, determine if the release type is constantaneous or continuous using the following criteria.

1. if the release hole size is 6.35 mm (0.25 inch) or less, the release type is continuous
2. If  $t_n \leq 180$  sec or the release mass is greter than 4536kgs (10000 lbs) , then the release is instantaneous; otherwise, the release is continuous.

$t_n$  is  $< 180$  sec and mass  $> 4536$  kg, therefore the release is Instantaneous

STEP 6 Estimate the Impact of Detection and Isolation system on Release magnitude

STEP 6.1 Determine the detection and isolation systems presents in the unit

STEP 6.2 Using table 4.5, select the appropriate classification (A,B,C) for the detection system.

Table 4.5 - Detection and Isolation system rating Guide	
Type of Detection System	Detection Classification
Instrumentation designed specifically to detect material losses by changes In operating conditions (i.e., loss of pressure or flow) in the system.	A
Suitable located detectors to determine when the material is present outside the pressure-containing envelope	B
Visual detection, cameras, or detectors with marginal coverage	C
Type of Isolation Sytem	Isolation Classification
Isolation or shutdown system activated directly process instrumentation or detection, with no operator intervention	A
Isolation or shutdown system activated by operators in the control room or other suitable locations remote from the leak	B
isolation dependent on manually-operated valves	C

Detection Is     A    

STEP 6.3 Using table 4.5, select the appropriate classification (a,b,c) for the isolation system

Isolation Is     A    

STEP 6.4 Using table 4.6 and the classification determined in steps 6.2 and 6.3 , determine release reduction factor, fact<sub>di</sub>

Table 4.6 - Adjustment to release based on detection and isolation system			
System Classification		Release Magnitude Adjustment	Reduction factor, factor <sub>di</sub>
Detection	Isolation		
A	A	Reduce release rate or mass by 25 %	0.25
A	B	Reduce release rate or mass by 20 %	0.2



$$fact_{di} = \frac{\quad}{0.25}$$

STEP 6.5 Using table 4.7 and the classifications determined in steps 6.2 and 6.3, determinethe total leak durations for each of the selected release hole size. $ld_{maxn}$

Detection system rating : A  
isolation system rating : A  
 $id_{max,1}$ (6.4 mm leaks) : 20 minutes  
 $id_{max,2}$ (25 mm leaks) : 10 minutes  
 $id_{max,3}$ (102 mm leaks) : 5 minutes

Table 5.7m - Leak duration based on detection and isolation systems

detection system rating	Isolation System Rating	maximum Leak Duration, $ld_{max}$
A	A	20 minutes for 6.4 mm leaks 10 minutes for 25 mm leaks 5 minutes for 102 mm leaks
A	B	30 minutes for 6.4 mm leaks 20 minutes for 25 mm leaks 10 minutes for 102 mm leaks

STEP 7 Determine the Release Rate and Mass for Consequence of Failure

STEP 7.1 For each release hole size , calculate the adjustment release rate,  $rate_n$ , using equation (3.13) where the teoritical release rate ,  $W_n$ , is from step 3.4. note that the release reduction factor,  $fact_{di}$ , determine in step 6.4 account for any detection and isolation system that are present.

$$rate_n = W_c (1 - fact_{di}) \quad \text{equation (3.13)}$$

$$W_c = 4228.3763 \text{ kg/s} \quad \text{step 3.4}$$

$$fact_{di} = 0.25 \quad \text{step 6.4}$$

$$rate_n = 4228.376(1-0.25)$$

$$rate_n = 3171.2822 \text{ kg/s}$$

STEP 7.2 For each release hole size, calculate the hole size, calculate the leak duration,  $ld_n$ , of the release using equation (3.15) , based on the available mass,  $mass_{avail,n}$  , from step 4.6 and the adjustment release rate,  $rate_n$ , from step (7.1) . Note that the leak duration cannot exceed the maximum duration,  $ld_n$ , determine in step 6.5

$$ld_n = \min \left[ \left\{ \frac{mass_{avail,n}}{rate_n} \right\}, \{60, ld_{max,n}\} \right]$$

$$mass_{avail,n} = 190495.09 \text{ kg} \quad \text{step 4.6}$$

$$ld_{max,n} = 5 \text{ minutes} \quad \text{step 6.5}$$

$$ld_4 = 60.068791 \text{ s}$$

STEP 7.3 for each release hole size, calculate the release mass,  $mass_n$ , using equation (3.14) based on the release rate,  $rate_n$ , from step 3.2, the leak duration,  $ld_n$ , from step 7.2 , and the available  $mass_{avail,n}$  , from step 4.6

$$mass_n = \min [\{rate_n \cdot ld_n\}, mass_{avail,n}]$$

$$mass_n = 190495.09 \text{ kg}$$

STEP 8 Determine Flammable and Explosive Consequence

STEP 8.1 Select the consequence area mitigation reduction factor,  $fact_{mit}$ , from table 4.10

$$fact_{mit} = 0.25$$

Table 4.10 - adjustment to flammable consequence for mitigation systems

mitigation system	Consequence Are Adjustemnet	Consequence Area Reduction Factor, factor mit
Inventory blowdown , couple with isolation system classification B or higher	Reducer consequence area by 25 %	0.25
Fire water deluge system and monitors	Reduce consequence area by 20%	0.2
fire water monitor only	Reduce consequence area by 5%	0.05
foam spray system	Reduce consequence area by 15%	0.15

STEP 8.2 For each release hole size, calculate the energy efficiency correction factor,  $eneff_n$ , using equation (3.18)

$$eneff_n = 4 \cdot \log_{10}[C_4 \cdot mass_n] - 15 \quad \text{equation (3.18)}$$

$$C_4 = 2205 \quad \text{table 3.b.21}$$

$$mass_n = 190495.09 \text{ kg} \quad \text{step 7.1}$$

$$eneff_n = 19.49317$$

STEP 8.3 Determine the fluid type, either type 0 or type 1 from Table 4.1

for C1-C2 = Type 0

- AIT of representative fluid (C1-C2) : 558 C
- Operating temperature of representative fluid (C1-C2) : 61.11 C
- Release type from step 5.2 : Instantaneous
- since operating temperature of representative fluid is less than AIT then the likelihood of auto-ignition of the flammable release is : not likely

STEP 8.4 For each release hole size, calculate the component damage consequence area for Auto ignition not-likely, Continuous Release (AINL-CONT)  $CA_{cmd,n}^{AINL-CONT}$

- 1 Determine the appropriate constant  $\alpha$  and  $b$  from table 4.8. the release phase as determine in step 1.4 will be needed to ensure selection of the correct constant

Table 4.8 - Component damage Flammable Consequence Equation Constant

Fluid	Continuous Release Constant								Instantaneous Release Constant							
	auto ignition not likely (CAINL)				Auto ignition likely (CAIL)				Auto-Ignition Not Likely (IAINL)				Auto ignition Likely (IAIL)			
	Gas		Liquid		Gas		Liquid		Gas		Liquid		gas		Liquid	
	$\alpha$	$b$	$\alpha$	$b$	$\alpha$	$b$	$\alpha$	$b$	$\alpha$	$b$	$\alpha$	$b$	$\alpha$	$b$	$\alpha$	$B$
C1-C2	43.0	1.0			280	1.0			41.0	0.7			1079	0.6		
C3-C4	49.5	1.0			314	1.0			27.7	0.7			523	0.6		

$$\alpha = \alpha_{cmd,n}^{AINL-CONT} = 43.0 \quad b = b_{cmd}^{AINL-CONT} = 0.98$$

2 use equation (3.31) to calculate consequence area

$$CA_{cmd,n}^{AINL-CONT} = \alpha(rate_n)^b \cdot (1 - fact_{mit}) \quad (3.31)$$

$$rate = 3171.2822 \text{ kg/s} \quad \text{step 7.1}$$

$$fact = 0.25 \quad \text{step 6.4}$$

$$CA_{cmd,n}^{AINL-CONT} = 87044.216 \text{ m}^2$$

STEP 8.5 For each release hole size, calculate the component damage consequence areas for Auto-ignition Likely, consequence Release (AIL-CONT),  $CA_{cmd,n}^{AIL-CONT}$

- 1 Determine the appropriate constant ,  $\alpha$  and  $b$  from table 4.8 in step 8.4. The release phase as determined in step 1.4 will be needed to assure selection of the correct constant

$$\alpha = \alpha_{cmd}^{AIL-CONT} = 280.0 \quad b = b_{cmd}^{AIL-CONT} = 0.95$$

- 2 use equation (3.34) to calculate Consequence area

$$CA_{cmd,n}^{AIL-CONT} = \alpha(rate_n)^b \cdot (1 - fact_{mit}) \quad (3.34)$$

$$rate = 3171.2822 \text{ kg/s} \quad \text{step 7.1}$$

$$fact = 0.25 \quad \text{step 6.4}$$

$$CA_{cmd,n}^{AIL-CONT} = 445033.23 \text{ m}^2$$

STEP 8.6 For each release hole size , calculate the component damage consequence area for Auto ignition Not-Likely , Instantaneous Release (AINL-INST),  $CA_{cmd,n}^{AINL-INST}$

- 1 Determine the appropriate constant ,  $\alpha$  and  $b$  from table 4.8 in step 8.4. The release phase as determined in step 1.4 will be needed to assure selection of the correct constant

$$\alpha = \alpha_{cmd}^{AINL-INST} = 41.0 \quad b = b_{cmd}^{AINL-INST} = 0.67$$

- 2 use equation (3.37) to calculate Consequence area

$$CA_{cmd,n}^{AINL-INST} = \alpha(mass_n)^b \cdot \left( \frac{1 - fact_{mit}}{eneff_n} \right) \quad (3.37)$$

$$mass = 12179 \text{ kg/s} \quad \text{step 4.7}$$

$$fact = 0.25 \quad \text{step 6.4}$$

$$eneff_4 = 19.49317 \quad \text{step 8.2}$$

$$CA_{cmd,n}^{AIL-INST} = 861.63326 \text{ m}^2$$

STEP 8.7 For each release hole size , calculate the component damage consequence area for Auto ignition Likely , Instantaneous Release (AIL-INST),  $CA_{cmd,n}^{AIL-INST}$

- 1 Determine the appropriate constant ,  $\alpha$  and  $b$  from table 4.8 in step 8.4. The release phase as determined in step 1.4 will be needed to assure selection of the correct constant

$$\alpha = \alpha_{cmd}^{AIL-INST} = 1079.0 \quad b = b_{cmd}^{AIL-INST} = 0.62$$

2 use equation (3.40) to calculate Consequence area

$$CA_{cmd,n}^{AIL-INST} = \alpha (mass_n)^b \cdot \left( \frac{1-fact_{mit}}{eneff_n} \right) \quad (3.37)$$

$$mass = 12179 \text{ kg/s} \quad \text{step 4.7}$$

$$fact = 0.25 \quad \text{step 6.4}$$

$$eneff_4 = 19.49317 \quad \text{step 8.2}$$

$$CA_{cmd,n}^{AIL-INST} = 14167.051 \text{ m}^2$$

STEP 8.8 For each release hole size , calculate the personil injury consequence area for Auto-ignition Not Likely, Continuous Release (AINL,CONT),  $CA_{inj,n}^{AINL-CONT}$

- 1 Determine the appropriate constant ,  $\alpha$  and  $b$  from table 4.9. The release phase as determined in step 1.4 will be needed to assure selection of the correct constant

Table 4.9 - Personnel Injury Flammable Consequence Equation Constant

Fluid	Continuous Release Constant								Instantaneous Release Constant							
	auto ignition not likely (CAINL)				Auto ignition likely (CAIL)				Auto-Ignition Not Likely (IAINL)				Auto ignition Likely (IAIL)			
	Gas		Liquid		Gas		Liquid		Gas		Liquid		gas		Liquid	
	$\alpha$	$b$	$\alpha$	$b$	$\alpha$	$b$	$\alpha$	$b$	$\alpha$	$b$	$\alpha$	$b$	$\alpha$	$b$	$\alpha$	$B$
C1-C2	110	1.0			745	0.9			79.0	0.67			3100	0.63		
C3-C4	125	1.0			836	1.0			57.7	0.75			1769	0.63		

$$\alpha = \alpha_{inj}^{AINL-CONT} = 110.0 \quad b = b_{inj}^{AINL-CONT} = 0.96$$

2 Calculate the consequence area using equation (3.43)

$$CA_{inj,n}^{AINL-CONT} = [\alpha \cdot (rate_n^{AINL-CONT})^b] \cdot (1 - fact_{mit}) \quad (3.43)$$

$$\begin{array}{ll} rate_n^{AINL-CONT} = & 3171.2822 \text{ kg/s} \\ fact & = 0.25 \end{array} \quad \begin{array}{l} \text{step 8.4} \\ \text{step 6.4} \end{array}$$

$$CA_{inj,n}^{AINL-CONT} = \underline{189513.19 \text{ m}^2}$$

STEP 8.9 For each release hole size , calculate the personil injury consequence area for Auto-ignition Likely, Continuous Release (AIL,CONT),  $CA_{inj,n}^{AIL-CONT}$

- 1 Determine the appropriate constant ,  $\alpha$  and  $b$  from table 4.9 in step 8.8. The release phase as determined in step 1.4 will be needed to assure selection of the correct constant

$$\alpha = \alpha_{inj}^{AIL-CONT} = 745.0 \quad b = b_{inj}^{AIL-CONT} = 0.92$$

- 2 Calculate the consequence area using equation (3.46)

$$CA_{inj,n}^{AIL-CONT} = [\alpha \cdot (rate_n^{AIL-CONT})^b] \cdot (1 - fact_{mit})$$

$$\begin{array}{ll} rate_n^{AIL-CONT} = & 3171.2822 \text{ kg/s} \\ fact & = 0 \end{array} \quad \begin{array}{l} \text{step 8.4} \\ \text{step 6.4} \end{array}$$

$$CA_{inj,n}^{AIL-CONT} = \underline{1239630.9 \text{ m}^2}$$

STEP 8.10 For each release hole size , calculate the personil injury consequence area for Auto-ignition No-Likely, Instantaneous Release (AINL,CONT),  $CA_{inj,n}^{AINL-INST}$

- 1 Determine the appropriate constant ,  $\alpha$  and  $b$  from table 4.9 in step 8.8. The release phase as determined in step 1.4 will be needed to assure selection of the correct constant

$$\alpha = \alpha_{inj}^{AINL-INST} = 79.000 \quad b = b_{inj}^{AINL-INST} = 0.67$$

- 2 Calculate the consequence area using equation (3.46)

$$CA_{inj,n}^{AINL-INST} = [\alpha \cdot (mass_n^{AINL-INST})^b] \cdot \left( \frac{1 - fact_{mit}}{eneff_n} \right)$$

$$\begin{array}{ll} mass_n^{AINL-INST} = & 12179 \text{ kg} \\ fact & = 0.25 \\ eneff_4 & = 19.49317 \end{array} \quad \begin{array}{l} \text{step 8.6} \\ \text{step 6.4} \\ \text{step 8.2} \end{array}$$

$$CA_{inj,n}^{AINL-INST} = \underline{1660.2202 \text{ m}^2}$$

STEP 8.11 For each release hole size , calculate the personil injury consequence area for Auto-ignition No-Likely, Instantaneous Release (AINL,CONT)  $CA_{inj,n}^{AIL-INST}$

- 1 Determine the appropriate constant ,  $\alpha$  and  $b$  from table 4.9 in step 8.8. The release phase as determined in step 1.4 will be needed to assure selection of the correct constant

$$\alpha = \alpha_{inj}^{AIL-INST} = 3100.0 \quad b = b_{inj}^{AIL-INST} = 0.63$$

- 2 Calculate the consequence area using equation (3.46)

$$CA_{inj,n}^{AIL-INST} = [\alpha \cdot (mass_n^{AIL-INST})^b] \cdot \left( \frac{1 - fact_{mit}}{eneff_n} \right)$$

$mass_n^{AIL-INST}$	=	12179	kg	step 8.7
$fact$	=	0.25		step 6.4
$eneff_4$	=	19.49317		step 8.2

$$CA_{inj,n}^{AIL-INST} = \underline{44717.326 \text{ m}^2}$$

STEP 8.12 For each release hole size, Calculate the instantaneous/Continues blending factor,  $fact_n^{IC}$  using equation (3.19) ; (3.20) ; (3.21)

For Continuous Releases

$$fact_n^{IC} = \min \left[ \left\{ \frac{rate_5}{C_5} \right\}, 1.0 \right] \quad (3.19)$$

For Instantaneous Release -Blending is not required

$$fact_n^{IC} = 1.0 \quad (3.21)$$

STEP 8.13 Calculate the AIT blending factor,  $fact^{AIT}$  , using equation (3.24) , (3.25) or (3.26), as applicable

$$fact^{AIT} = 0 \quad \text{for } T_S + C_6 \leq AIT \quad (3.24)$$

$$fact^{AIT} = \frac{(T_S - AIT + C_6)}{2 \cdot C_6} \quad \text{for } T_S + C_6 > AIT > T_S - C_6 \quad (3.25)$$

$$fact^{AIT} = 1 \quad \text{for } T_S - C_6 \geq AIT \quad (3.26)$$

$$\begin{aligned}
T_S &= \text{The storage or normal operating temperature, k (°R)} \\
&= 61.11 \quad \text{c} \\
C_6 &= 55.6 \quad \text{C}
\end{aligned}$$

$$T_S + C_6 = 116.71 \quad \text{c}$$

$$AIT = 558 \quad \text{C}$$

$$T_S - C_6 = 5.51 \quad \text{C}$$

$$fact^{AIT} = \boxed{0}$$

STEP 8.14 Calculate the continuous/instantaneous blended consequence area for the component using equation (3.53) through (3.56) based on the consequence areas calculated in steps 8.4, 8.5, 8.6, 8.7, 8.8, 8.9, 8.10, and 8.11. and the continuous/instantaneous blending factor,  $fact_n^{IC}$ , from step 8.12

$$CA_{cmd,n}^{AIL} = CA_{cmd,n}^{AIL-INST} \cdot fact_n^{IC} + CA_{cmd,n}^{AIL-CONT} \cdot (1 - fact_n^{IC}) \quad (3.53)$$

$$CA_{cmd,n}^{AIL-INST} = 14167.051 \quad \text{step 8.7}$$

$$fact_n^{IC} = 1.0 \quad \text{step 8.12}$$

$$CA_{cmd,n}^{AIL-CONT} = 445033.23 \quad \text{step 8.5}$$

$$CA_{cmd,n}^{AIL} = \underline{14167.051 \text{ m}^2}$$

$$CA_{inj,n}^{AIL} = CA_{inj,n}^{AIL-INST} \cdot fact_n^{IC} + CA_{inj,n}^{AIL-CONT} \cdot (1 - fact_n^{IC}) \quad (3.54)$$

$$CA_{inj,n}^{AIL-INST} = 44717.326 \quad \text{step 8.11}$$

$$fact_n^{IC} = 1.0 \quad \text{step 8.12}$$

$$CA_{inj,n}^{AIL-CONT} = 1239630.9 \quad \text{step 8.9}$$

$$CA_{inj,n}^{AIL} = \underline{44717.326 \text{ m}^2}$$



$$CA_{cmd,n}^{AINL} = CA_{cmd,n}^{AINL-INST} \cdot fact_n^{IC} + CA_{cmd,n}^{AINL-CONT} \cdot (1 - fact_n^{IC}) \quad (3.55)$$

$$CA_{cmd,n}^{AINL-INST} = 861.63326 \quad \text{step 8.6}$$

$$fact_n^{IC} = 1.0 \quad \text{step 8.12}$$

$$CA_{cmd,n}^{AINL-CONT} = 87044.216 \quad \text{step 8.4}$$

$$CA_{cmd,n}^{AINL} = \underline{861.63326} \text{ m}^2$$

$$CA_{inj,n}^{AINL} = CA_{inj,n}^{AINL-INST} \cdot fact_n^{IC} + CA_{inj,n}^{AINL-CONT} \cdot (1 - fact_n^{IC}) \quad (3.56)$$

$$CA_{inj,n}^{AINL-INST} = 1660.2202 \quad \text{step 8.10}$$

$$fact_n^{IC} = 1.0 \quad \text{step 8.12}$$

$$CA_{inj,n}^{AINL-CONT} = 189513.19 \quad \text{step 8.8}$$

$$CA_{inj,n}^{AINL} = \underline{1660.2202} \text{ m}^2$$

STEP 8.15 Calculate the AIT blended consequence areas for the component using equations (3.57) and (3.58) based on the consequence areas determined in step 8.14 and the AIT blending factor,  $fact^{AIT}$ , calculate in step 8.13. the resulting consequence areas are the component damage and personnel injury flammable consequence areas,  $CA_{cmd,n}^{flam}$  and  $CA_{inj,n}^{flam}$  for each release hole size selected in step 2.2

$$CA_{cmd,n}^{flam} = CA_{smd,n}^{AIL} \cdot fact^{AIT} + CA_{cmd,n}^{AINL} \cdot (1 - fact^{AIT}) \quad (3.57)$$

$$CA_{smd,n}^{AIL} = 14167.051 \quad \text{step 8.14/}$$

(3.53)

$$fact^{AIT} = 0 \quad \text{step 8.13}$$

$$CA_{cmd,n}^{AINL} = 861.63326 \quad \text{step 8.14/}$$

(3.55)

$$CA_{cmd,n}^{flam} = \underline{861.63326} \text{ m}^2$$

$$CA_{inj,n}^{flam} = CA_{inj,n}^{flam-AIL} \cdot fact^{AIT} + CA_{inj,n}^{AINL} \cdot (1 - fact^{AIT}) \quad (3.58)$$

$$CA_{inj,n}^{flam-AIL} = 44717.326 \quad \text{step 8.14/} \quad (3.54)$$

$$fact^{AIT} = 0 \quad \text{step 8.13}$$

$$CA_{inj,n}^{AINL} = 1660.2202 \quad \text{step 8.14/} \quad (3.56)$$

$$CA_{inj,n}^{flam} = \underline{1660.2202} \text{ m}^2$$

STEP 8.16 Determine the consequence areas ( probability weighted on release hole size ) for component damage and personnel injury using equations (3.59) and (3.60) based on the consequence ara from step 8.15

Equipment Type	Component Type	gff as a function of hole size (failure/yr)				gff total (failure/yr)
		small	medium	large	rupture	
PIPE	PIPE-10	8.00E-06	2.00E-05	2.00E-06	6.00E-07	3.06E-05
	PIPE-12					
	PIPE-16					
	PIPEGT-16					

$$CA_{cmd}^{flam} = \left( \frac{\sum gff_n \cdot CA_{cmd,n}^{flam}}{gff_{total}} \right) \quad (3.59)$$

based on step 8.15

$$CA_{cmd}^{flam} = \underline{16.895} \text{ m}^2$$

$$CA_{inj}^{flam} = \left( \frac{\sum gff_n \cdot CA_{inj,n}^{flam}}{gff_{total}} \right) \quad (3.60)$$

based on step 8.15

$$CA_{inj}^{flam} = \underline{32.553} \text{ m}^2$$

## STEP 9 Determine Toxic Consequence

Step 9.1 For each release hole size selected in step 2.2 , calculate the effective duration of the toxic release using equation (3.67)

$$ld_n^{tox} = \min \left( 3000, \left\{ \frac{mass_n}{W_n} \right\}, \{60. ld_{max,n}\} \right)$$
$$mass_n = 12179 \text{ kg} \quad (\text{step 4.7})$$

$$W_n = 4228.3763 \text{ kg/s} \quad (\text{step 3.4})$$

$$ld_{max,n} = 5 \text{ minutes} \quad (\text{step 6.5})$$

$$ld_n^{tox} = 2.8803018 \text{ s}$$

Step 9.2 Determine the toxic percentage of the toxic component,  $mfrac^{tox}$ , in the release material. The release fluid is a pure fluid,  $mfrac^{tox} = 1.0$ . note that if there is more than one toxic component in the release fluid mixture, this procedure can be repeated for each toxic component

$$H_2S = 0.10\%$$

$$mfrac^{tox} = 0.001$$

Step 9.3 For each release hole size, calculate the release rate,  $rate_n^{tox}$ , and release mass,  $mass_n^{tox}$ , to be used in the toxic analysis using equation (3.61) and (3.62)

$$rate_n^{tox} = mfrac^{tox} \cdot W_n \quad (3.61)$$

$$mfrac^{tox} = 0.001 \quad \text{step 9.2}$$

$$W_n = 4228.4 \text{ kg/s} \quad \text{step 3.4}$$

$$rate_n^{tox} = 4.2284 \text{ kg/s}$$

$$mass_n^{tox} = mfrac^{tox} \cdot mass_n \quad (3.62)$$

$$mass_n = 12179 \text{ kg} \quad \text{step 4.7}$$

$$mass_n^{tox} = 12.179 \text{ kg}$$

Step 9.4 for each release hole size, calculate the toxic consequence area for each of the release hole size.

HF acid and H<sub>2</sub>S - Calculate  $CA_{inj,n}^{tox}$  using equation (3.63) for a continuous release or equation (3.64) for an instantaneous release. The constant used in these equations are from table 4.11.

The rupture hole size is an Instantaneous leak so use equation (3.64)

$$CA_{inj,n}^{tox-INST} = C_8 \cdot 10^{(C_4 \cdot \log_{10}[C_{4B} \cdot mass_n^{tox}] + d)} \quad (3.64)$$

$$C_8 = 0.0929 \quad C_4 = 2.205$$

$$C = 0.9674 \quad d = 2.784$$

$$mass_4^{tox} = 12.179 \text{ kg} \quad \text{step 9.3}$$

$$CA_{INJ,3}^{tox} = 2.4654272 \text{ m}^2$$

Step 9.5 If there are additional toxic component in the released fluid mixture, the STEP 9.2 through 9.4 should be repeated for each toxic component.

There are no additional toxic component

Step 9.6 Determine the final toxic consequence areas for personnel injury in accordance with equation (3.68)

$$CA_{inj}^{tox} = \left( \frac{\sum gff_n \cdot CA_{inj,n}^{flam}}{gff_{total}} \right) \quad (3.68)$$

$$gff_n = 6.00E-07$$

$$gff_{total} = 3.06E-05$$

$$CA_{inj,n}^{flam} = 2.4654272 \quad \text{step 9.4}$$

$$CA_{inj}^{tox} = 0.0483417 \text{ m}^2$$

## Step 10 Determine Non-Flammable Non-Toxic Consequence

Step 10.1 for each release hole size, calculate the non-flammable ,non-toxic consequence area.

for steam-calculate  $CA_{inj,N}^{CONT}$  using equation(3.69) and  $CA_{inj,N}^{INST}$  using equation (3.70)

$$CA_{inj,N}^{CONT} = C_9 \cdot rate_n \quad (3.69)$$

$$CA_{inj,N}^{INST} = C_{10} \cdot (mass)^{0.6384} \quad (3.70)$$

No steam, thus values are 0

For Acids or caustics- compute,  $CA_{inj,N}^{CONT}$  using equation (3.72), (3.73), (3.74). Note that the data is not provided for an instantaneous release ; therefore,

No acid or caustic, thus value are 0.

Step 10.2 For each release hole size, calculate the instantaneous/continuous blending factor,  $fact_n^{IC}$  . For steam, use equation (3.71).

for acids or caustics,  $fact_n^{IC} = 0.0$

Step 10.3 for each release hole size , compute the blended non-flammable , non-toxic personnel injury consequence area for steam or acid leaks,  $CA_{inj,n}^{leak}$  , using equation (3.88) based on the consequence are from step 10.1 and the blending factor ,  $fact_n^{IC}$  , from step 10.2 note that there is no need to calculate component damage area for the level 1 non-flammable release (steam or acid/caustic) :

$$CA_{inj,n}^{leak} = 0.0$$

Step 10.4 injury, using equation (3.80) based on consequence areas calculated for each release hole size in step 10.3 . Note that there is no need to calculate a final-flammable, non-toxic consequence area for component damage area for the level 1 non-flammable release (steam or acid/caustic, or :

$$CA_{icmd}^{nfmt} = 0.0$$

Step 11 **Determine the Component Damage and Personnel Injury Consequence Area**

Step 11.1 Calculate the final component damage consequence area,  $CA_{cmd}$ , using equation (3.82)

$$CA_{cmd} = CA_{cmd}^{flam} \quad (3.82)$$

$$CA_{cmd} = 16.89477 \text{ m}^2 \quad \text{step 8.16}$$

Step 11.2 Calculate the final personnel injury consequence area,  $CA_{inj}$ , using equation (3.83)

$$CA_{inj} = \max [CA_{inj}^{flam}, CA_{inj}^{tox}, CA_{inj}^{nfmt}] \quad (3.83)$$

$$CA_{inj}^{flam} = 32.553337 \text{ m}^2 \quad \text{step 8.16}$$

$$CA_{inj}^{tox} = 0.0483417 \text{ m}^2 \quad \text{step 9.6}$$

$$CA_{inj}^{nfmt} = 0.0 \text{ m}^2 \quad \text{step 10}$$

$$CA_{inj} = 32.553 \text{ m}^2$$

Step 11.3 Calculate the final consequence area, CA, using equation (3.84)

$$CA = \max [CA_{cmd}, CA_{inj}] \quad (3.84)$$

$$CA = \underline{32.553} \text{ m}^2$$

$$= \underline{350.401} \text{ ft}^2$$

## PART 5 AREA AND FINANCIAL RISK

Step 1 For the PRD failure to open case, calculate the risk associated for each of the applicable overpressure demand cases,  $RISK_{f,j}^{prd}$ , using equation (1.51)

### Fire Case

$$RISK_{f,j}^{prd} = P_{f,j}^{prd} \cdot C_{f,j}^{prd} \quad (1.51)$$

$$P_{f,j}^{prd} = 9.126E-12 \quad (\text{Part 1 step 15})$$

$$C_{f,j}^{prd} = 32.553337 \quad (\text{Part 4 step 11.3})$$

$$RISK_{f,j}^{prd} = 2.97086E-10$$

### Overfilling Case

$$RISK_{f,j}^{prd} = P_{f,j}^{prd} \cdot C_{f,j}^{prd} \quad (1.51)$$

$$P_{f,j}^{prd} = 2.282E-10 \quad (\text{Part 1 step 15})$$

$$C_{f,j}^{prd} = 32.553337 \quad (\text{Part 4 step 11.2})$$

$$RISK_{f,j}^{prd} = 7.42715E-09$$

Step 2 Sum up the individual risk associated with the applicable overpressure demand cases to get a total risk for the failure to open case,  $RISK_f^{prd}$ , using equation (1.52)

$$RISK_{f,j}^{prd} = \sum_{j=1}^{ndc} P_{f,j}^{prd} \cdot C_{f,j}^{prd} \quad (1.52)$$

$$RISK_{f,j}^{prd} = 2.971E-10 + 7.427E-09$$

$$= 7.724E-09 \text{ failure/year}$$

Step 3 Calculate the risk for the PRD leakage case,  $RISK_l^{prd}$ , using equation (1.53)

$$RISK_l^{prd} = P_l^{prd} \cdot C_l^{prd} \quad (1.53)$$

$$P_l^{prd} = 0.0142925 \quad (\text{Part 2 step 9})$$

$$C_l^{prd} = 3.26\text{E}+01 \quad (\text{Part 4 step 11.3})$$

$$RISK_l^{prd} = 0.4652696$$

Step 4 Calculate the total risk using equation (1.54)

$$RISK^{prd} = RISK_f^{prd} + RISK_l^{prd} \quad (1.54)$$

$$RISK^{prd} = 0.4652696 \text{ m}^2/\text{year}$$



## Part 6. Inspection Planning

Target date didapatkan dengan cara mensimulasi umur valve setelah dilakukan RBI date hingga melebihi risk target sehingga didapatkan perpotongan kurva risiko pada RBI date dengan kurva risk target. Kurva pada gambar 4.6 dibawah ini menunjukan perbandingan antara RBI date dengan target date

Item	Date	Time Sice RBI Assessment	Risk Area (m2/yr)
RBI date	8/25/2018	0	0.46527
Risk Target	?	?	3.71
Plan Date	8/25/2033	15	4.5988

$$\frac{y-y_1}{y_2-y_1} = \frac{x-x_1}{x_2-x_1}$$

$$\begin{aligned}y &= 11.77467 \text{ year} \\ &= 4297.7544 \text{ hari} \\ &= 5/31/2030\end{aligned}$$

Lampiran 2:  
*Heat Material Balance*

STREAM NUMBER		1001	1002	1003	1004	1005
STREAM NAME		Gas / Liquid Heat Exchanger Gas Inlet	Gas / Liquid Heat Exchanger Gas Outlet	Inlet Gas Separator Gas Inlet	Inlet Gas Separator Gas Outlet	Inlet Gas Separator Liquid Outlet
Composition MOLE %						
H2S		0.1000	0.1000	0.1000	0.1010	0.0842
CO2		5.0000	5.0000	5.0000	5.1942	1.8454
Nitrogen		0.7929	0.7929	0.7929	0.8381	0.0587
Methane		81.3443	81.3443	81.3443	85.4667	14.3999
Ethane		3.9499	3.9499	3.9499	4.0513	2.3031
Propane		2.0128	2.0128	2.0128	1.9698	2.7111
i-Butane		0.5095	0.5095	0.5095	0.4651	1.2310
n-Butane		0.7434	0.7434	0.7434	0.6521	2.2258
i-Pentane		0.4269	0.4269	0.4269	0.3250	2.0819
n-Pentane		0.3534	0.3534	0.3534	0.2527	1.9893
n-Hexane		0.4341	0.4341	0.4341	0.2212	3.8913
n-Heptane		0.1434	0.1434	0.1434	0.0457	1.7303
n-Octane		0.5205	0.5205	0.5205	0.0932	7.4598
n-Nonane		0.3375	0.3375	0.3375	0.0317	5.3034
n-Decane		0.2183	0.2183	0.2183	0.0107	3.5890
C11+		0.4000	0.4000	0.4000	0.0052	6.8116
H2O		2.3129	2.3129	2.3129	0.2207	36.2880
CS2		0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
t-B-Mercapta		0.0002	0.0002	0.0002	0.0001	0.0016
Benzene		0.0002	0.0002	0.0002	0.0001	0.0020
Toluene		0.0336	0.0336	0.0336	0.0087	0.4378
p-Xylene		0.3663	0.3663	0.3663	0.0468	5.5548
OVERALL						
Vapour Fraction	<none>	0.950	0.950	0.942	1.000	0.251
Pressure	psig	1022	1012	1002	1002	12
Temperature	F	146	145	120	120	96
Mass Flow	lb/hr	20920	20920	20920	17645	3275
Molecular Weight	<none>	22.25	22.25	22.25	19.92	60.06
Mass Density	lb/ft3	4.21	4.17	4.42	3.79	1.06
Mass Heat Capacity	Btu/lb-F	0.60	0.60	0.60	0.60	0.56
Heat Flow	MMBtu/hr	-40.5	-40.5	-40.9	-35.8	-5.1
Vapour						
Std Gas Flow	MMSCFD	8.12	8.11	8.05	8.05	0.12
Actual Gas Flow	ACFM	82	82	78	78	50
Mass Flow	lb/hr	18015	17998	17645	17645	410
Molecular Weight	<none>	20.18	20.16	19.92	19.92	29.95
Mass Density	lb/ft3	3.67	3.64	3.79	3.79	0.14
Mass Heat Capacity	Btu/lb-F	0.595	0.594	0.600	0.600	0.435
Thermal Conductivity	Btu/hr-ft-F	0.024	0.024	0.023	0.023	0.015
Viscosity	cP	0.015	0.015	0.014	0.014	0.011
Compressibility	<none>	0.876	0.876	0.860	0.860	0.989
Cp/Cv (Gamma)	<none>	1.458	1.458	1.498	1.498	1.190
HC Liquid						
Liquid Vol Flow @Std Cond	barrel/day	249	251	286	-	231
Actual Volume Flow	barrel/day	268	269	301	-	236
Mass Flow	lb/hr	2582	2597	2919	-	2517
Molecular Weight	<none>	88.14	88.18	83.94	-	117.11
Mass Density	lb/ft3	41.23	41.28	41.46	-	45.56
Mass Heat Capacity	Btu/lb-F	0.56	0.56	0.55	-	0.52
Thermal Conductivity	Btu/hr-ft-F	0.056	0.056	0.056	-	0.069
Viscosity	cP	0.290	0.292	0.303	-	0.555
Cp/Cv (Gamma)	<none>	1.31	1.31	1.32	-	1.03
Surface Tension	dyne/cm	12.75	12.81	12.97	-	20.78
Aqueous						
Liquid Vol Flow @Std Cond	barrel/day	22	22	24	-	24
Actual Volume Flow	barrel/day	23	23	25	-	24
Mass Flow	lb/hr	323	325	356	-	348
Molecular Weight	<none>	18.03	18.03	18.04	-	18.02
Mass Density	lb/ft3	61.21	61.24	61.91	-	62.38
Mass Heat Capacity	Btu/lb-F	1.00	1.00	0.99	-	1.00
Thermal Conductivity	Btu/hr-ft-F	0.379	0.379	0.371	-	0.362
Viscosity	cP	0.440	0.445	0.555	-	0.707
Cp/Cv (Gamma)	<none>	1.17	1.17	1.16	-	1.16
Surface Tension	dyne/cm	65.32	65.43	67.87	-	70.22

Lampiran 3A:  
*Piping & Instrument Diagram*





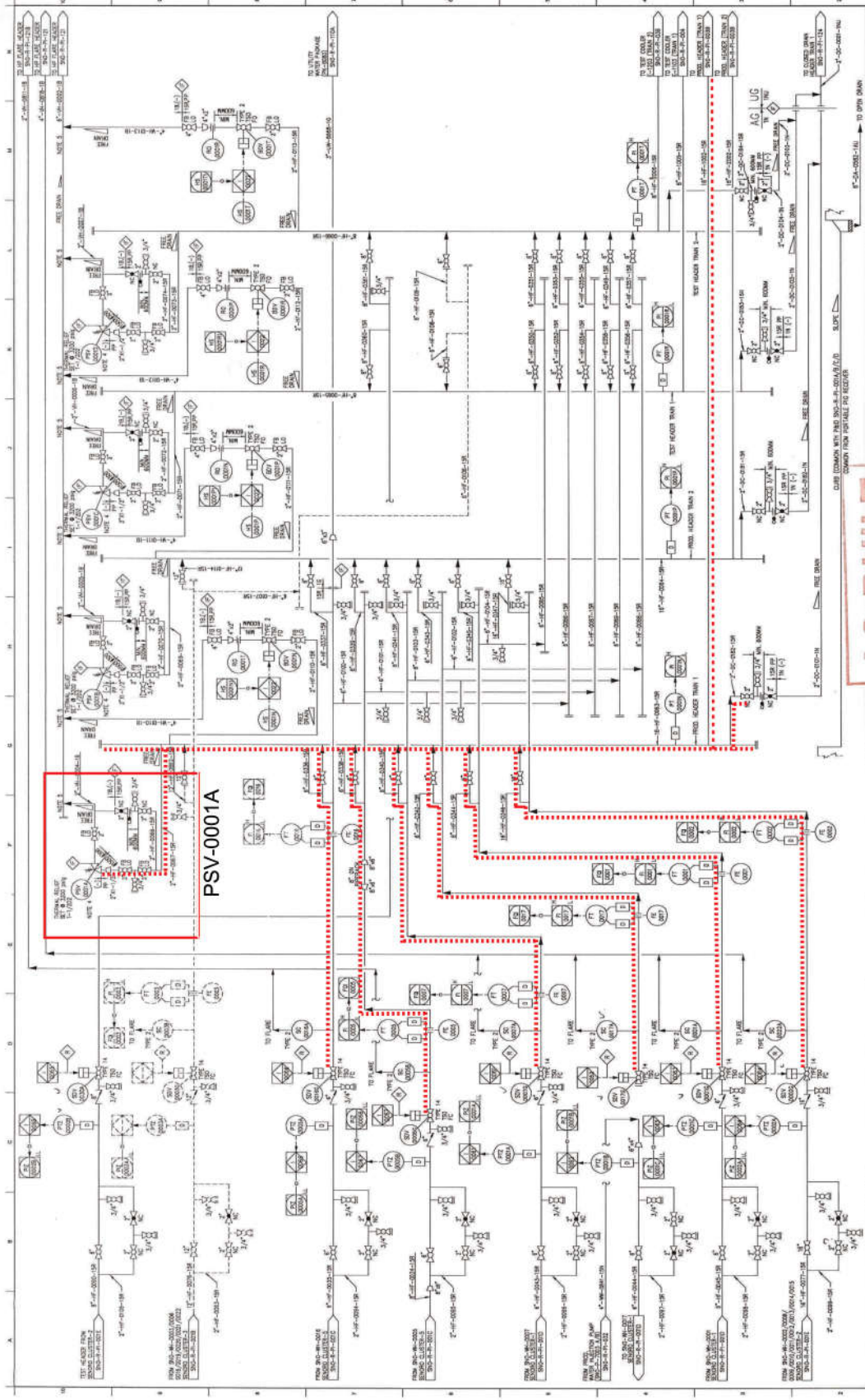








Lampiran 3B:  
Perhitungan *Volume Inventory*



<p><b>NOTES</b></p> <ol style="list-style-type: none"> <li>1. ALIGNMENT OF WELLS TO PRODUCTION MANIFOLD 1. KIDULS THAN 2 TO BE CONFIGURED DURING START-UP.</li> <li>2. DUTY</li> <li>3. DUTY</li> <li>4. A BARE ANGIOUSE STING PIP SHALL BE PROVIDED</li> <li>5. TOP 10% IN</li> </ol>									
<p><b>TITLE 1</b></p> <p>PIPING &amp; INSTRUMENT DIAGRAM PRODUCTION AND TEST MANIFOLD</p>									
<p>SCALE: NONE</p>									
<p>DRAWING NO. SNO-R-PI-003</p>									
<p>REV. 1.0</p>									
<p>SIZE A3</p>									
<p>REFERENCE DWG. NO.</p>									
<p>TITLE</p>									

# Perhitungan Volume Inventori

Lampiran 4A:  
Tabel Perhitungan Probabilitas

## 7.9 Tables

**Table 7.1 – Basic Data Needed for the PRD Module**

Data	Description	Data Source
<b>PRD Type</b>	Type of PRD <ul style="list-style-type: none"> <li>Conventional Spring Loaded PRV (Default)</li> <li>Balanced Bellows PRV</li> <li>Pilot-Operated PRV</li> <li>PRV with Rupture Disk</li> <li>Rupture Disk only</li> </ul>	User Specified
<b>Fluid Composition</b>	Process fluid mixture components, either mass or mole fraction. Limit of 10 components in mixture definition	Fixed Equipment
<b>Service Severity</b>	Severity of process fluid. Choices are Mild, Moderate and Severe. The service severity provides the basis for the selection of the default POFOD and probability of leakage curves. <div> <div><u>FAIL TO OPEN</u></div> <ul style="list-style-type: none"> <li>Mild</li> <li>Moderate (Default)</li> <li>Severe</li> </ul> </div> <div> <div><u>LEAKAGE</u></div> <ul style="list-style-type: none"> <li>Mild</li> <li>Moderate (Default)</li> <li>Severe</li> </ul> </div>	User Specified
<b>Overpressure Scenarios</b>	Provide a listing of the applicable overpressure scenarios for each PRD. For each overpressure scenario, default values for the initiating event frequency and the PRD demand rate reduction factor (DRRF) are provided in <a href="#">Table 7.2</a> . These two parameters when multiplied together provide an estimate of the demand rate on the PRD installation.	User Specified
<b>PRD Discharge Location</b>	<ul style="list-style-type: none"> <li>Atmosphere</li> <li>Flare (Default)</li> <li>Closed Process</li> </ul>	User Specified
<b>PRD Inspection History</b>	<ul style="list-style-type: none"> <li>Date of Testing</li> <li>Install Date</li> <li>Type of Test (Effectiveness)</li> <li>Results of Test/Inspection</li> <li>Overhauled? Yes/No (see 7.1.6)</li> <li>Inlet and Outlet Piping Condition (see 7.2.4.i) 1</li> </ul>	User Specified
<b>Protected Equipment Details</b>	Operating conditions, Design conditions, dimensions, damage mechanisms, generic failure frequency and DFs	Fixed Equipment
<b>Fluid Inventory</b>	Fluid inventory associated with the protected equipment, (lbm) May be less than the RBI calculated inventory due to shut-in conditions, e.g., reactor discharge valve fails closed	Fixed Equipment
<b>Injury Costs</b>	Cost of serious injury, \$	Fixed Equipment
<b>Environmental Costs</b>	Environmental fines and costs associated with PRD leakage or loss of equipment containment, \$/event	Fixed Equipment
<b>Production Costs</b>	Cost of Lost Production, \$	Fixed Equipment
<b>Unit Costs</b>	Cost to replace unit, \$/ft <sup>2</sup>	Fixed Equipment

**Table 7.2 – Default Initiating Event Frequencies**

Overpressure Demand Case	Event Frequency	$EF_j$ (events/year)	$DRRF_f$ (See notes 2 and 3)	Reference
1. Fire	1 per 250 years	0.0040	0.10	[6]
2. Loss of Cooling Water Utility	1 per 10 years	0.10	1.0	[6]
3. Electrical Power Supply failure	1 per 12.5 years	0.080	1.0	[6]
4a. Blocked Discharge with Administrative Controls in Place (see Note 1)	1 per 100 Years	0.010	1.0	[16]
4b. Blocked Discharge without Administrative Controls (see Note 1)	1 per 10 years	0.10	1.0	[16]
5. Control Valve Failure, Initiating event is same direction as CV normal fail position (i.e. Fail safe)	1 per 10 years	0.10	1.0	[17]
6. Control Valve Failure, Initiating event is opposite direction as CV normal fail position (i.e., fail opposite)	1 per 50 years	0.020	1.0	[17]
7. Runaway Chemical Reaction	1 per year	1.0	1.0	
8. Heat Exchanger Tube Rupture	1 per 1000 years	0.0010	1.0	[18]
9. Tower P/A or Reflux Pump Failures	1 per 5 years	0.2	1.0	
10a. Thermal Relief with Administrative Controls in Place (see Note 1)	1 per 100 Years	0.010	1.0	Assumed same as Blocked Discharge
10b. Thermal Relief without Administrative Controls (see Note 1)	1 per 10 years	0.10	1.0	Assumed same as Blocked Discharge
11a. Liquid Overfilling with Administrative Controls in Place (see Note 1)	1 per 100 years	0.010	0.10	[6]
11b. Liquid Overfilling without Administrative Controls (see Note 1)	1 per 10 years	0.10	0.10	[6]
<b>Notes:</b> <ol style="list-style-type: none"> <li>Administrative controls for isolation valves are procedures intended to ensure that personnel actions do not compromise the overpressure protection of the equipment.</li> <li>The DRRF recognizes the fact that demand rate on the PRD is often less than the initiating event frequency. As an example, PRDs rarely lift during a fire since the time to overpressure may be quite long and firefighting efforts are usually taken to minimize overpressure.</li> <li>The DRRF can also be used to take credit for other layers of overpressure protection such as control and trip systems that reduce the likelihood of reaching PRD set pressure.</li> <li>Where the Item Number has a subpart (such as 'a' or 'b'), this clarifies that the Overpressure Demand Case will be on same subpart of Table 7.3.</li> </ol>				

Table 7.3 – Overpressure Scenario Logic

Initiating Event Frequency	Equipment Type	PRD Demand Rate Reduction Factor	Qualifier	Overpressure Potential	Background and Comments
1. Overpressure Scenario – Fire					
1 per 250 years  See Lees [16] page A7-7, states major fire at plant 1 every 10 years	All Equipment Types	0.1  Industry experience justifies this value	N/A	4.0 X MAWP (Rupture)	<ul style="list-style-type: none"> <li>Modified by industry data which indicates demand rates on the order of 1 per 400 years</li> <li>The DRRF factor of 0.1 recognizes the industry experience that relatively few vessels exposed to a fire will experience a PRD opening.</li> <li>Assumption is made that in those rare cases where a PRD would open during a fire, rupture will occur if the PRD failed to open upon demand</li> </ul>
2. Overpressure Scenario – Loss of Cooling					
1 per 10 years	Process Tower with Fired Heater heat source	1.0  Consider LOPA or risk reduction analysis associated with loss of flow controls on the fired heater	Heat Source to tower is a fired heater	4.0 X MAWP (Rupture)	Assumption is made that rupture occurs.
	All Other Equipment with internal or external heat sources	1.0		Bubble Point pressure of the feed stream at heat source temperature	
3. Overpressure Scenario – Electrical Power Failure					
0.08 per year (1 per 12.5 years) power supply failure per Table on page 9/30 of [16]	Process Tower with Fired Heater heat source	1.0  Consider LOPA or risk reduction analysis associated with loss of flow controls on the fired heater	Heat Source to tower is a fired heater	4.0 X MAWP (Rupture)	Assumption is made that rupture occurs.
	Process Tower and Other Equipment with internal or external (non-fired) heat sources	1.0		Bubble-point pressure of the feed stream at heat source temperature	

Table 7.3 – Overpressure Scenario Logic

Initiating Event Frequency	Equipment Type	PRD Demand Rate Reduction Factor	Qualifier	Overpressure Potential	Background and Comments
4. Overpressure Scenario – Blocked Discharge (Manual Valve)					
<p>1 per 100 years (admin controls)</p> <p>1 per 10 years (w/o admin controls)</p> <p>Multiply event frequency times the # of applicable block valves located in process flow path.</p> <p>Lees, 1983 [16] suggests an estimated rate of 0.5 to 0.1 events per year for shutting manual valve in error</p>	Exchangers, Fin Fans, Reactors, Piping, Drums or Rotating Equipment	1.0	Downstream of rotating equipment other than positive displacement type	Deadhead Pressure or 1.3 times the normal discharge pressure or Bubble Point pressure of the feed stream at heat source temperature (for cases where the equipment has internal or external heat sources), whichever is greatest	Most centrifugal rotating equipment will deadhead at 30% above the normal operating point. Initiating event frequency should be adjusted if the protected equipment is removed from service for maintenance or operational needs (filter replacement or cyclic process operation) at a frequency greater than the unit turnaround frequency.  Equipment with internal or external heat sources may have a significant potential for overpressure as a result of vaporization of the contained fluid stream.
		1.0	Downstream of positive displacement type rotating equipment	4.0 X MAWP (Rupture)	Discharge pressure from positive displacement pumps will continue to increase pressure. Assumption is made that rupture will occur.
		1.0	Downstream of Steam Turbines	Steam Supply Pressure or Bubble Point pressure of the feed stream at steam supply temperature (for cases where the equipment has internal or external heat sources), whichever is greatest	
		1.0	Downstream of Process Units or vessels	1.1 X MAWP of Upstream Vessel Source Pressure	
	Process Tower with Fired Heater heat source	1.0 Consider LOPA or risk reduction analysis associated with loss of flow controls on the fired heater	Heat Source to tower is a fired heater	4.0 X MAWP (Rupture)	Assumption is made that rupture occurs. This applies to the blocked vapor outlet line only, see liquid overflowing case for blocked liquid/bottoms outlet
	Process Tower, all other Heat Sources	1.0	No Upstream Fired Heater	Bubble Point pressure of the feed stream at heat source temperature	This applies to the blocked vapor outlet line only, see liquid overflowing case for blocked liquid/bottoms outlet
	Heaters	1.0		4.0 X MAWP (Rupture)	Added increase in potential overpressure with fired/radiant heat transfer. Assumption is made that rupture occurs.



Table 7.3 – Overpressure Scenario Logic

Initiating Event Frequency	Equipment Type	PRD Demand Rate Reduction Factor	Qualifier	Overpressure Potential	Background and Comments
5. Overpressure Scenario – Control Valve Fail Close at Outlet					
1 per 10 years [17] for fail-closed Control Valves	Exchangers, Fin Fans, Reactors, Piping or Drums or Rotating Equipment	1.0	Downstream of rotating equipment other than positive displacement type	Deadhead pressure or 1.3 times the normal discharge pressure or bubble-point pressure of the feed stream at heat source temperature (for cases where the equipment has internal or external heat sources), whichever is greatest	Most centrifugal rotating equipment will deadhead at 30% above the normal operating point. Initiating event frequency should be adjusted if the protected equipment is removed from service for maintenance or operational needs (filter replacement or cyclic process operation) at a frequency greater than the unit turnaround frequency. Equipment with internal or external heat sources may have a significant potential for overpressure as a result of vaporization of the contained fluid stream.
		1.0	Downstream of positive displacement type rotating equipment	4.0 X MAWP (Rupture)	Discharge pressure from positive displacement pumps will continue to increase pressure. Assumption is made that rupture will occur.
		1.0	Downstream of Steam Turbines	Steam supply pressure or bubble-point pressure of the feed stream at steam supply temperature (for cases where the equipment has internal or external heat sources), whichever is greatest	
	Process Tower with Fired Heater heat source	1.0	Downstream of Process Units or vessels	1.1 X MAWP of Upstream Vessel Source Pressure	
		1.0	Heat Source to tower is a fired heater	4.0 X MAWP (Rupture)	Assumption is made that rupture occurs. This applies to the blocked vapor outlet line only, see liquid overflowing case for blocked liquid/bottoms outlet
Multiply Event Frequency times the # of applicable control valves located in process flow path.	Process Tower, all other heat sources	1.0		Bubble-point pressure of the feed stream at heat source temperature	This applies to the blocked vapor outlet line only, see liquid overflowing case for blocked liquid/bottoms outlet
	Heaters	1.0		4.0 X MAWP (Rupture)	Added increase in potential overpressure with fired/radiant heat transfer. Assumption is made that rupture occurs.



Table 7.3 – Overpressure Scenario Logic

Initiating Event Frequency	Equipment Type	PRD Demand Rate Reduction Factor	Qualifier	Overpressure Potential	Background and Comments
6. Overpressure Scenario – Control Valve Fail Open at Inlet, including the HP/LP Gas Breakthrough Case					
1 per 10 years [17] for fail-closed Control Valves	All Equipment Types	1.0	N/A	Use the upstream source pressure	Overpressure potential is a function of the pressure ratio across the control valve
1 per 50 years for fail-open Control Valves					
Multiply Event Frequency times the # of applicable control valves located in process flow path.					
7. Overpressure Scenario – Runaway Chemical Reaction					
1 per year	All Equipment	1.0		4.0 X MAWP (Rupture)	This overpressure scenario should be based on a thorough review of the wide variety of potential initiating events and mitigation measures associated with the reactor system installation. The DRRF and the potential overpressure associated with failure of PRD to open upon demand should be chosen based on a risk assessment. Per shell study, 50% of all vessel ruptures are attributed to reactive overpressure case.
8. Overpressure Scenario – Tube Rupture					
1 per 1000 years (9x 10 <sup>-4</sup> per exchanger per [18])	Exchangers – HP Gas in Tubes, LP Liquid in Shell	1.0		Normal maximum operating pressure of the high pressure side of the exchanger	Likelihood of shell rupture is increased when high pressure tubside gas enters low pressure shellside liquid
9. Overpressure Scenario – Tower P/A or Reflux Pump Failure					
1 per 5 years	Process Tower with Fired Heater heat source	1.0 Consider LOPA or risk reduction analysis associated with loss of flow controls on the fired heater	Heat Source to tower is a fired heater	4.0 X MAWP (Rupture)	Assumption is made that rupture occurs.
	All Other Process Towers	1.0		Bubble Point pressure of the feed stream at heat source temperature	

Table 7.3 – Overpressure Scenario Logic

Initiating Event Frequency	Equipment Type	PRD Demand Rate Reduction Factor	Qualifier	Overpressure Potential	Background and Comments
10. Overpressure Scenario – Thermal /Hydraulic Expansion Relief					
1 per 100 years (manual valve w/admin controls)	Piping or other liquid filled equipment	1.0	N/A	Operating Pressure or Bubble Point pressure of contained fluid at 140 °F, whichever is larger	Assumption is made that the probability of a leak is 1.0 (flange leaks), modeled as a ¼ inch hole. The probability of rupture is assumed to be 0.0. For fluids that will not boil, since the pressure is relieved immediately upon leakage, the pressure for the consequence calculation will be the normal operating pressure of the piping. Not likely to result in rupture, likely to cause flange leaks/small leaks, heated only
1 per 10 years (manual valve w/o admin controls or control valve)					If the fluid can boil due to solar energy, the consequence pressure could be maintained at the bubble point pressure of the contained fluid. Leak and rupture probabilities will be calculated as a function of the bubble point pressure.
Multiply initiating event frequency times the number of applicable block valves located in process flow path.	Cold side of Heat Exchangers	1.0	N/A	Operating Pressure or Bubble Point pressure of contained fluid at the hot side fluid inlet temperature, whichever is larger	Added increase in potential overpressure with additional heat transfer from hot side. For liquids that do not boil, the assumption is made that the probability of leak is 1.0 (flange leaks), modeled as a ¼ inch hole, and the probability of rupture is 0.0. If the cold side fluid can boil, the consequence pressure could reach the bubble point pressure of the stored fluid at the hot side fluid inlet temperature. Leak and rupture probabilities will be calculated as a function of the bubble point pressure.

Table 7.3 – Overpressure Scenario Logic

Initiating Event Frequency	Equipment Type	PRD Demand Rate Reduction Factor	Qualifier	Overpressure Potential	Background and Comments
<p>1 per 100 years (admin controls)</p> <p>1 per 10 years (w/o admin controls)</p> <p>Multiply Event Frequency times the number of applicable block valves located in process flow path.</p>	<p>All Equipment including Process Tower (Blocked Outlet of Liquid Bottoms)</p>	<p>1.0</p>	<p>Downstream of rotating equipment other than positive displacement type</p>	<p>Deadhead pressure or 1.3 times the normal discharge pressure or Bubble Point pressure of the feed stream at heat source temperature (for cases where the equipment has internal or external heat sources), whichever is greatest</p>	<p>Most centrifugal rotating equipment will deadhead at 30% above the normal operating point. Initiating event frequency should be adjusted if the protected equipment is removed from service for maintenance or operational needs (filter replacement or cyclic process operation) at a frequency greater than the unit turnaround frequency.</p> <p>Equipment with internal or external heat sources may have a significant potential for overpressure as a result of vaporization of the contained fluid stream.</p>
			<p>Downstream of positive displacement type rotating equipment</p>	<p>4.0 X MAWP (Rupture)</p>	<p>Discharge pressure from positive displacement pumps will continue to increase pressure. Assumption is made that rupture will occur.</p>
			<p>Downstream of Steam Turbines</p>	<p>Steam supply pressure or bubble-point pressure of the feed stream at steam supply temperature (for cases where the equipment has internal or external heat sources), whichever is greatest</p>	
			<p>Downstream of Process Units or vessels</p>	<p>1.1 X MAWP of Upstream Pressure Source Vessel</p>	

**Table 7.4 – Categories of PRD Service Severity (Fail Case Only)**

PRD Service Severity	Characteristic MTTF	Characteristic of Failure	Expected Stream Characterization	Typical Temperature	Examples of Service
<b>Mild</b>	Failure is characterized by a long (25 years) MTTF.	Failure is strongly characterized as a "wear out" type of failure, in which the failure occurs due to an accumulation of damage over a long period of time.	<ul style="list-style-type: none"> <li>Clean hydrocarbon products at moderate temperature.</li> <li>No aqueous phase present.</li> <li>Low in sulfur and chlorides.</li> </ul>	Low temperature, always << 500°F	Examples include: product hydrocarbon streams (including lubricating oils), LPG, BFW, low pressure steam, and clean gasses such as nitrogen and air.
<b>Moderate</b>	Failure occurs at an average (15 years) MTTF.	Failure is weakly characterized as a "wear out" type of failure, in which the failure occurs due to an accumulation of damage over a long period of time.	<ul style="list-style-type: none"> <li>Hydrocarbons that may contain some particulate matter.</li> <li>A separate aqueous phase may be present, but is a minor component.</li> <li>Clean, filtered and treated water may be included in this category.</li> <li>Some sulfur or chlorides may be present.</li> </ul>	Up to 500°F (may exist)	Examples include: intermediate hydrocarbon streams, in-service lube and seal oils, process water (NOT cooling water or boiler feed water), and medium to high pressure steam.
<b>Severe</b>	Failure is characterized as a relatively short (7 years) MTTF.	Failure is characterized as a "random" type of failure, in which the failure can occur due to a variety of mechanisms (such as corrosion or plugging).	<ul style="list-style-type: none"> <li>High temperature hydrocarbon streams with significant tendency to foul.</li> <li>Sulfur and chloride concentrations may be high.</li> <li>Monomers processed at any temperature that can polymerize are in this group as well.</li> <li>Sometimes included are aqueous solutions of process water, including cooling water.</li> </ul>	> 500°F	Examples include: Heavy hydrocarbon streams such as crude, amine services, cooling water, corrosive liquids and vapors, and streams containing H <sub>2</sub> S.
<b>NOTES:</b> 1. MTTF does not reflect replacement history, where the history indicates a renewal of the asset without a failure noted. 2. Refer to Table 7.11 for the categories for the LEAK case.					

**Table 7.5 – Default Weibull Parameters for POFOD**

Fluid Severity	Conventional and Balanced Bellows PRVs <sup>1</sup>		Pilot-Operated PRVs <sup>2</sup>		Rupture Disks <sup>3</sup>	
	$\beta$	$\eta_{def}$	$\beta$	$\eta_{def}$	$\beta$	$\eta_{def}$
Mild	1.8	50.5	1.8	33.7	1.8	50.5
Moderate	1.8	23.9	1.8	8.0	1.8	50.5
Severe	1.8	17.6	1.8	3.5	1.8	50.5

Notes:

1. The  $\eta_{def}$  parameter values for conventional PRVs are reduced by 25% if the discharge is to a closed system or to flare, see paragraph 7.2.4.q.
2. The  $\eta_{def}$  parameter values for pilot-operated valves are currently based on the conventional PRV data; however, reduced by a factor of 1.5, 3, and 5 for Mild, Moderate and Severe services, respectively, see paragraph 7.2.4.e.
3. Without any failure rate data for rupture disks, the conventional PRV values for Mild services were used. This assumes that the RD material has been selected appropriately for the fluid service, see paragraph 7.2.4.f.

**Table 7.6 – Environmental Adjustment Factors to Weibull  $\eta$  Parameter**

Environment Modifier	Adjustment to POFOD $\eta$ Parameter	Adjustment to POL $\eta$ Parameter
Operating Temperature 200<T<500°F	1.0	0.8
Operating Temperature > 500°F	1.0	0.6
Operating Ratio >90% for spring-loaded PRVs or >95% for pilot-operated PRVs	1.0	0.5 <sup>1</sup>
Installed Piping Vibration	1.0	0.8
Pulsating or Cyclical service, such as Downstream of Positive Displacement Rotating Equipment	1.0	0.8
History of Excessive Actuation in Service (greater than 5 times per year)	0.5	0.5 <sup>2</sup>
History of Chatter	0.5	0.5

Notes:

1. Some Pilot-operated PRVs operate extremely well with operating ratios approaching 98%. In these cases, the environmental factor should not be applied (reference API 520 Part 1).
2. This factor should not be applied if the environmental factor for operating ratio is already applied.

**Table 7. 7 – Set Pressure Factor**

PRV Type	Set Pressure Factor
Pilot Operated PRVs	$F_{set} = 1 - \left[ \frac{0.95 - \min \left[ 0.95, \frac{P_s}{P_{set}} \right]}{0.95} \right]$
Rupture Disks	$F_{set} = 1$
Conventional PRVs and Balanced Bellows PRVs	$F_{set} = 1 - \left[ \frac{0.90 - \min \left[ 0.90, \frac{P_s}{P_{set}} \right]}{0.90} \right]$
Notes: 1. $P_s$ denotes the operating pressure and $P_{set}$ denotes the set pressure.	

**Table 7. 8 – Level of Inspection Confidence Factors**

Inspection Result	Confidence Factor That Inspection Result Determines the True Damage State, $CF$			
	Ineffective	Fairly Effective	Usually Effective	Highly Effective
Pass, $CF_{pass}$	No credit	0.5	0.70	0.9
Fail, $CF_{fail}$	No Credit	0.70	0.95	0.95
No Leak, $CF_{noleak}$	No Credit	0.5	0.70	0.9
Leak, $CF_{leak}$	No Credit	0.70	0.95	0.95

**Table 7. 9 - Inspection Updating Equations**

Inspection Effectiveness and Result	Equation for Weighted POFOD
Highly Effective Pass	$P_{f,wgt}^{prd} = P_{f,prior}^{prd} - 0.2 \cdot P_{f,prior}^{prd} \left( \frac{t}{\eta} \right) + 0.2 \cdot P_{f,cond}^{prd} \left( \frac{t}{\eta} \right)$
Usually Effective Pass	
Fairly Effective Pass	
Highly Effective Fail	$P_{f,wgt}^{prd} = P_{f,cond}^{prd}$
Usually Effective Fail	
Fairly Effective Fail	$P_{f,wgt}^{prd} = 0.5 \cdot P_{f,prior}^{prd} + 0.5 \cdot P_{f,cond}^{prd}$

**Table 7. 10 – DF Classes for Protected Equipment**

<b>DF Class</b>	<b>DF</b>	<b>Description</b>
None	1	New vessel or inspection shows little if any damage.
Minimal	20	Equipment has been in service for a reasonable amount of time and inspection shows evidence of minor damage. Damage mechanisms have been identified and inspection data is available.
Minor	200	One or more damage mechanisms have been identified, limited inspection data available and fairly moderate evidence of damage. Single damage mechanism identified, recent inspection indicates moderate evidence of damage.
Moderate	750	Moderate damage found during recent inspection. Low susceptible to one or more damage mechanisms, and limited inspection exists.
Severe	2,000	One or more active damage mechanisms present without any recent inspection history. Limited inspection indicating high damage susceptibility.

Table 7.11 – Categories of PRD Service Severity (LEAK Case Only)

PRD Service Severity	Typical Temperature	Expected Stream Characterization	Examples of Service
<b>Mild</b>	Low temperature, always << 500°F	Many heavy liquid streams such as crude oil tend not to leak through a PRD, and are considered mild service severity.	<ul style="list-style-type: none"> <li>Cooling water and amine services are examples of corrosive/fouling fluids that do not leak.</li> <li>Clean fluids such as LPG, air, and nitrogen are MILD leakage services.</li> </ul>
<b>Moderate</b>	Up to 500°F (may exist)	Most of the intermediate and product hydrocarbon streams and most hydrocarbon vapors,	<ul style="list-style-type: none"> <li>Lube, seal and cycle oils and process water (<b><u>NOT</u></b> cooling water, condensate, or BFW).</li> <li></li> </ul>
<b>Severe</b>	> 500°F	High temperature services.	BFW/condensate, steam and corrosive liquids such as caustic and acids.
NOTES: 1. Refer to Table 7.4 for the categories for the FAIL case.			



**Table 7.12 – Default Weibull Parameters for Probability of Leakage (POL)**

Fluid Severity	Conventional PRVs <sup>1</sup>		Balanced Bellows PRVs <sup>1</sup>		Pilot-Operated PRVs <sup>2</sup>		Rupture Disks <sup>3</sup>	
	$\beta$	$\eta_{def}$	$\beta$	$\eta_{def}$	$\beta$	$\eta_{def}$	$\beta$	$\eta_{def}$
Mild	1.6	17.5	1.6	16.0	1.6	17.5	1.6	17.5
Moderate	1.6	15.5	1.6	14.0	1.6	15.5	1.6	17.5
Severe	1.6	13.1	1.6	11.5	1.6	13.1	1.6	17.5

Notes:

1. The  $\eta_{def}$  parameter values are increased by 25% for Conventional and Balanced PRVs that have soft seats.
2. The  $\eta_{def}$  parameter values for pilot-operated valves are currently based on the conventional PRV data, since there is currently no failure rate data to support otherwise.
3. Without any failure rate data for rupture disks, the conventional PRV values for Mild service were used.

**Table 7.13 – Potential Consequences of Pressure Vessel Overpressure**

Accumulation (% over MAWP)	Significance[11]	Potential Consequence
10%	ASME code allowable accumulation for process upset cases (non-fire) protected by a single relief device	No expected consequence at this accumulation level.
16%	ASME code allowable accumulation for process upset cases protected by multiple relief devices	No expected consequence at this accumulation level.
21%	ASME code allowable accumulation for external fire relief cases regardless of the number of relief devices	No expected consequence at this accumulation level.
50%	ASME standard hydrostatic test pressure (may be 30% on new designs)	Possible leaks in associated instrumentation, etc. Medium consequence.
90%	Minimum yield strength (dependent on materials of construction)	Catastrophic vessel rupture, remote possibility. Significant leaks probable. Failure of damaged vessel areas (corrosion, cracks, blisters, etc. likely. High consequence.
300%	Ultimate tensile strength (dependent on materials of construction)	Catastrophic vessel rupture predicted. Highest consequence.

**Table 7.14 – Estimated Leakage Duration from PRDs**

PRD Inlet Size (inches)	Leak Duration Discharge to Flare or Closed System, $D_{leak}$ (days)	Leak Duration Discharge to Atmosphere, $D_{leak}$ (days)
$\leq 3/4$ inch	60	8
$3/4 < \text{inlet size} \leq 1-1/2$	30	4
$1-1/2 < \text{inlet size} \leq 3$	15	2
$3 < \text{inlet size} \leq 6$	7	1
Greater than 6	2	0.33

**Table 7.15 – Estimated Leakage Rate from PRVs**

Bench Test Leak Description	Leak Categorization	Percent of PRVs Leaking on Bench	Percent of All Leaks	Assumed Leakage (Percent of Capacity)
Leaked between 70 and 90% of set pressure, PRV opened at set pressure	Minor	8.4	50	1
Leakage below 70% of set pressure, PRV opened at set pressure	Moderate	6.6	40	10
Immediate Leakage or PRV leaked too much to open	Severe	2.4	10	25

**Table 7.16b Inspection and Testing Effectiveness for Pressure Relief Devices**

Inspection Effectiveness	Component Type	Description of Inspection
Highly Effective A	Pressure Relief Device	A bench test has been performed on the PRD in the as-received condition from the unit and the initial leak pressure, opening pressure and the reseal pressure has been documented on the test form. The inlet and outlet piping has been examined for signs of excessive plugging or fouling.
	Rupture Disk	No inspection methods are available to meet the requirements for an A level inspection.
Usually Effective B	Pressure Relief Device	A bench test has been performed, however, the PRD was cleaned or steamed out prior to the bench test. Additionally, a visual inspection has been performed where detailed documentation of the condition of the PRD internal components was made. An in-situ test has been performed using the actual process fluid to pressurize the system.
	Rupture Disk	The rupture disk is removed and visually inspected for damage or deformations.
Fairly Effective C	Pressure Relief Device	A visual inspection has been performed without a pop test, where detailed documentation of the condition of the PRD internal components was made. A trevite test or in-situ test has been performed where the actual process fluid was not used to pressurize the system.
	Rupture Disk	The space between the disk and the PRD is monitored for leakage in accordance with the ASME Code and API RP 520 Part 2.
Ineffective D	Pressure Relief Device	Valve overhaul performed; No pop test conducted/documented
	Rupture Disk	No details of the internal component were documented.
NOTE: This table does not prescribe specifically to the five categories as discussed in this annex. However, given the methodology presented, it is in agreement with the division of those categories.		

Table 7.16a

## Effectiveness Categories

Inspection Effectiveness Category	Inspection Effectiveness Description	Description
A	Highly Effective	The inspection methods will correctly identify the true damage state in nearly every case (or 80-100% confidence).
B	Usually Effective	The inspection methods will correctly identify the true damage state most of the time (or 60-80% confidence).
C	Fairly Effective	The inspection methods will correctly identify the true damage state about half of the time (or 40-60% confidence).
D	Poorly Effective	The inspection methods will provide little information to correctly identify the true damage state (or 20-40% confidence).
E	Ineffective	The inspection method will provide no or almost no information that will correctly identify the true damage state and are considered ineffective for detecting the specific damage mechanism (less than 20% confidence).
<p>Note: On an inspection effectiveness category E, the terminology of ineffective may refer to one or more of the following cases:</p> <ol style="list-style-type: none"> <li>1. No inspection was completed.</li> <li>2. The inspection was completed at less than the requirements stated above.</li> <li>3. An ineffective inspection technique and/or plan was utilized.</li> <li>4. An unproven inspection technique was utilized.</li> <li>5. Insufficient information was available to adequately assess the effectiveness of the inspection.</li> </ol>		



**Table 7.18a Numerical Values Associated with POF and Area-Based COF Categories**

Category	Probability Category (1,2)		Consequence Category (3)	
	Probability Range	Damage Factor Range	Category	Range (ft <sup>2</sup> )
1	$P_f(t, I_E) \leq 3.06E-05$	$D_{f-total} \leq 1$	A	$CA \leq 100$
2	$3.06E-05 < P_f(t, I_E) \leq 3.06E-04$	$1 < D_{f-total} \leq 10$	B	$100 < CA \leq 1,000$
3	$3.06E-04 < P_f(t, I_E) \leq 3.06E-03$	$10 < D_{f-total} \leq 100$	C	$1,000 < CA \leq 10,000$
4	$3.06E-03 < P_f(t, I_E) \leq 3.06E-02$	$100 < D_{f-total} \leq 1,000$	D	$10,000 < CA \leq 100,000$
5	$P_f(t, I_E) > 3.06E-02$	$D_{f-total} > 1,000$	E	$CA > 100,000$
<b>Notes:</b> 1. POF values are based on a GFF of 3.06E-05 and an $F_{MS}$ of 1.0. 2. In terms of POF, see <a href="#">Part 1 Section 4.1</a> . 3. In terms of the total DF, see <a href="#">Part 2, Section 3.4.2</a> . 4. In terms of consequence area, see <a href="#">Part 3, Section 4.11.4</a> .				

**Table 7.18b Numerical Values Associated with POF and Area-Based COF Categories**

Category	Probability Category (1,2)		Consequence Category (3)	
	Probability Range	Damage Factor Range	Category	Range (m <sup>2</sup> )
1	$P_f(t, I_E) \leq 3.06E-05$	$D_{f-total} \leq 1$	A	$CA \leq 9.29$
2	$3.06E-05 < P_f(t, I_E) \leq 3.06E-04$	$1 < D_{f-total} \leq 10$	B	$9.29 < CA \leq 92.9$
3	$3.06E-04 < P_f(t, I_E) \leq 3.06E-03$	$10 < D_{f-total} \leq 100$	C	$92.9 < CA \leq 929$
4	$3.06E-03 < P_f(t, I_E) \leq 3.06E-02$	$100 < D_{f-total} \leq 1,000$	D	$929 < CA \leq 9,290$
5	$P_f(t, I_E) > 3.06E-02$	$D_{f-total} > 1,000$	E	$CA > 9,290$
<b>Notes:</b> 1. POF values are based on a GFF of 3.06E-05 and an $F_{MS}$ of 1.0. 2. In terms of POF, see <a href="#">Part 1 Section 4.1</a> . 3. In terms of the total DF, see <a href="#">Part 2, Section 3.4.2</a> . 4. In terms of consequence area, see <a href="#">Part 3, Section 4.11.4</a> .				

Lampiran 4B:  
Tabel Perhitungan Konsekuensi

#### 4.14 Tables

**Table 4.1 – List of Representative Fluids Available for Level 1 Consequence Analysis**

Representative Fluid	Fluid TYPE (see <a href="#">Section 4.1.5</a> )	Examples of Applicable Materials
C <sub>1</sub> – C <sub>2</sub>	TYPE 0	Methane, Ethane, Ethylene, LNG, Fuel Gas
C <sub>3</sub> – C <sub>4</sub>	TYPE 0	Propane, Butane, Isobutane, LPG
C <sub>5</sub>	TYPE 0	Pentane
C <sub>6</sub> – C <sub>8</sub>	TYPE 0	Gasoline, Naphtha, Light Straight Run, Heptane
C <sub>9</sub> – C <sub>12</sub>	TYPE 0	Diesel, Kerosene
C <sub>13</sub> – C <sub>16</sub>	TYPE 0	Jet Fuel, Kerosene, Atmospheric Gas Oil
C <sub>17</sub> – C <sub>25</sub>	TYPE 0	Gas Oil, Typical Crude
C <sub>25+</sub>	TYPE 0	Residuum, Heavy Crude, Lube Oil, Seal Oil
H <sub>2</sub>	TYPE 0	Hydrogen
H <sub>2</sub> S	TYPE 0	Hydrogen Sulfide
HF	TYPE 0	Hydrogen Fluoride
water	TYPE 0	Water
steam	TYPE 0	Steam
Acid	TYPE 0	Acid, Caustic
Aromatics	TYPE 1	Benzene, Toluene, Xylene, Cumene
AlCl <sub>3</sub>	TYPE 0	Aluminum Chloride
Pyrophoric	TYPE 0	Pyrophoric Materials
Ammonia	TYPE 0	Ammonia
Chlorine	TYPE 0	Chlorine
CO	TYPE 1	Carbon Monoxide
DEE	TYPE 1 (see Note 2)	Diethyl Ether
HCL	TYPE 0 (see Note 1)	Hydrogen Chloride
Nitric Acid	TYPE 0 (see Note 1)	Nitric Acid
NO <sub>2</sub>	TYPE 0 (see Note 1)	Nitrogen Dioxide
Phosgene	TYPE 0	Phosgene
TDI	TYPE 0 (see Note 1)	Toluene Diisocyanate
Methanol	TYPE 1	Methanol
PO	TYPE 1	Propylene Oxide
Styrene	TYPE 1	Styrene
EEA	TYPE 1	Ethylene Glycol Monoethyl Ether Acetate
EE	TYPE 1	Ethylene Glycol Monoethyl Ether
EG	TYPE 1	Ethylene Glycol
EO	TYPE 1	Ethylene Oxide
Notes: 1. HCL, Nitric Acid, NO <sub>2</sub> and TDI are TYPE 1 toxic fluids 2. DEE is a TYPE 0 toxic fluid		



**Table 4.2 – Properties of the Representative Fluids Used in Level 1 Consequence Analysis**

Fluid	MW	Liquid Density (lb/ft <sup>3</sup> )	NBP (°F)	Ambient State	Ideal Gas Specific Heat Eq.	C <sub>p</sub>					Auto-Ignition Temp. (°F)
						Ideal Gas Constant <i>A</i>	Ideal Gas Constant <i>B</i>	Ideal Gas Constant <i>C</i>	Ideal Gas Constant <i>D</i>	Ideal Gas Constant <i>E</i>	
C1-C2	23	15.639	-193	Gas	Note 1	12.3	1.150E-01	-2.87E-05	-1.30E-09	N/A	1036
C3-C4	51	33.61	-6.3	Gas	Note 1	2.632	0.3188	-1.347E-04	1.466E-08	N/A	696
C5	72	39.03	97	Liquid	Note 1	-3.626	0.4873	-2.6E-04	5.3E-08	N/A	544
C6-C8	100	42.702	210	Liquid	Note 1	-5.146	6.762E-01	-3.65E-04	7.658E-08	N/A	433
C9-C12	149	45.823	364	Liquid	Note 1	-8.5	1.01E+00	-5.56E-04	1.180E-07	N/A	406
C13-C16	205	47.728	502	Liquid	Note 1	-11.7	1.39E+00	-7.72E-04	1.670E-07	N/A	396
C17-C25	280	48.383	651	Liquid	Note 1	-22.4	1.94E+00	-1.12E-03	-2.53E-07	N/A	396
C25+	422	56.187	981	Liquid	Note 1	-22.4	1.94E+00	-1.12E-03	-2.53E-07	N/A	396
Water	18	62.3	212	Liquid	Note 3	2.76E+05	-2.09E+03	8.125	-1.41E-02	9.37E-06	N/A
Steam	18	62.3	212	Gas	Note 3	3.34E+04	2.68E+04	2.61E+03	8.90E+03	1.17E+03	N/A
Acid	18	62.3	212	Liquid	Note 3	2.76E+05	-2.09E+03	8.125	-1.41E-02	9.37E-06	N/A
H <sub>2</sub>	2	4.433	-423	Gas	Note 1	27.1	9.270E-03	-1.38E-05	7.650E-09	N/A	752
H <sub>2</sub> S	34	61.993	-75	Gas	Note 1	31.9	1.440E-03	2.430E-05	-1.18E-08	N/A	500
HF	20	60.37	68	Gas	Note 1	29.1	6.610E-04	-2.03E-06	2.500E-09	N/A	32000
CO	28	50	-312	Gas	Note 2	2.91E+04	8.77E+03	3.09E+03	8.46E+03	1.54E+03	1128
DEE	74	45	95	Liquid	Note 2	8.62E+04	2.55E+05	1.54E+03	1.44E+05	-6.89E+02	320
HCL	36	74	-121	Gas	---	---	---	---	---	---	N/A
Nitric Acid	63	95	250	Liquid	---	---	---	---	---	---	N/A
ALCL3	133.5	152	382	Powder	Note 1	4.34E+04	3.97E+04	4.17E+02	2.40E+04	N/A	1036
NO <sub>2</sub>	90	58	275	Liquid	---	---	---	---	---	---	N/A
Phosgene	99	86	181	Liquid	---	---	---	---	---	---	N/A
TDI	174	76	484	Liquid	---	---	---	---	---	---	1148
Methanol	32	50	149	Liquid	Note 2	3.93E+04	8.79E+04	1.92E+03	5.37E+04	8.97E+02	867
PO	58	52	93	Liquid	Note 2	4.95E+04	1.74E+05	1.56E+03	1.15E+05	7.02E+02	840
Styrene (Aromatic)	104	42.7	293	Liquid	Note 2	8.93E+04	2.15E+05	7.72E+02	9.99E+04	2.44E+03	914

**Table 4.2 – Properties of the Representative Fluids Used in Level 1 Consequence Analysis**

Fluid	MW	Liquid Density (lb/ft <sup>3</sup> )	NBP (°F)	Ambient State	Ideal Gas Specific Heat Eq.	C <sub>p</sub>					Auto-Ignition Temp. (°F)
						Ideal Gas Constant <i>A</i>	Ideal Gas Constant <i>B</i>	Ideal Gas Constant <i>C</i>	Ideal Gas Constant <i>D</i>	Ideal Gas Constant <i>E</i>	
EEA	132	61	313	Liquid	Note 2	1.06E+05	2.40E+05	6.59E+02	1.50E+05	1.97E+03	715
EE	90	58	275	Liquid	Note 2	3.25E+04	3.00E+05	1.17E+03	2.08E+05	4.73E+02	455
EG	62	69	387	Liquid	Note 2	6.30E+04	1.46E+05	1.67E+03	9.73E+04	7.74E+02	745
EO	44	55	51	Gas	Note 2	3.35E+04	1.21E+05	1.61E+03	8.24E+04	7.37E+02	804
Pyrophoric	149	45.823	364	Liquid	Note 1	-8.5	1.01E+00	-5.56E-04	1.180E-07	N/A	Note 3

Notes:

1.  $C_p = A + BT + CT^2 + DT^3$  with  $T$  in K, units for  $C_p$  are J/kmol-K

$$2. \quad C_p = A + B \left( \frac{\frac{C}{T}}{\sinh\left[\frac{C}{T}\right]} \right)^2 + D \left( \frac{\frac{E}{T}}{\cosh\left[\frac{E}{T}\right]} \right)^2 \quad \text{with } T \text{ in K, units for } C_p \text{ are J/kmol-K}$$

3.  $C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4$  with  $T$  in K, units for  $C_p$  are J/kmol-K

4. Pyrophoric materials, by definition, auto-ignite and therefore, a very low value for the AIT is assumed.

5. Conversion factor for units of  $C_p$  is  $1 \text{ J/kmol-K} = 5.27 \times 10^{-4} \text{ Btu/kmol-}^\circ\text{R}$

**Table 4.2M – Properties of the Representative Fluids Used in Level 1 Consequence Analysis**

Fluid	MW	Liquid Density (kg/m <sup>3</sup> )	NBP (°C)	Ambient State	Ideal Gas Specific Heat Eq.	C <sub>p</sub>					Auto-Ignition Temp. (°C)
						Ideal Gas Constant <i>A</i>	Ideal Gas Constant <i>B</i>	Ideal Gas Constant <i>C</i>	Ideal Gas Constant <i>D</i>	Ideal Gas Constant <i>E</i>	
C1-C2	23	250.512	-125	Gas	Note 1	12.3	1.15E-01	-2.87E-05	-1.30E-09	N/A	558
C3-C4	51	538.379	-21	Gas	Note 1	2.632	0.3188	-1.35E-04	1.47E-08	N/A	369
C5	72	625.199	36	Liquid	Note 1	-3.626	0.4873	-2.60E-04	5.30E-08	N/A	284
C6-C8	100	684.018	99	Liquid	Note 1	-5.146	6.76E-01	-3.65E-04	7.66E-08	N/A	223
C9-C12	149	734.012	184	Liquid	Note 1	-8.5	1.01E+00	-5.56E-04	1.18E-07	N/A	208
C13-C16	205	764.527	261	Liquid	Note 1	-11.7	1.39E+00	-7.72E-04	1.67E-07	N/A	202
C17-C25	280	775.019	344	Liquid	Note 1	-22.4	1.94E+00	-1.12E-03	-2.53E-07	N/A	202
C25+	422	900.026	527	Liquid	Note 1	-22.4	1.94E+00	-1.12E-03	-2.53E-07	N/A	202
Water	18	997.947	100	Liquid	Note 3	2.76E+05	-2.09E+03	8.125	-1.41E-02	9.37E-06	N/A
Steam	18	997.947	100	Gas	Note 3	3.34E+04	2.68E+04	2.61E+03	8.90E+03	1.17E+03	N/A
Acid	18	997.947	100	Liquid	Note 3	2.76E+05	-2.09E+03	8.125	-1.41E-02	9.37E-06	N/A
H <sub>2</sub>	2	71.010	-253	Gas	Note 1	27.1	9.27E-03	-1.38E-05	7.65E-09	N/A	400
H <sub>2</sub> S	34	993.029	-59	Gas	Note 1	31.9	1.44E-03	2.43E-05	-1.18E-08	N/A	260
HF	20	967.031	20	Gas	Note 1	29.1	6.61E-04	-2.03E-06	2.50E-09	N/A	17760
CO	28	800.920	-191	Gas	Note 2	2.91E+04	8.77E+03	3.09E+03	8.46E+03	1.54E+03	609
DEE	74	720.828	35	Liquid	Note 2	8.62E+04	2.55E+05	1.54E+03	1.44E+05	-6.89E+02	160
HCL	36	1185.362	-85	Gas	---	---	---	---	---	---	N/A
Nitric Acid	63	1521.749	121	Liquid	---	---	---	---	---	---	N/A
ALCL3	133.5	2434.798	194	Powder	Note 1	4.34E+04	3.97E+04	4.17E+02	2.40E+04	N/A	558
NO <sub>2</sub>	90	929.068	135	Liquid	---	---	---	---	---	---	N/A
Phosgene	99	1377.583	83	Liquid	---	---	---	---	---	---	N/A
TDI	174	1217.399	251	Liquid	---	---	---	---	---	---	620
Methanol	32	800.920	65	Liquid	Note 2	3.93E+04	8.79E+04	1.92E+03	5.37E+04	8.97E+02	464
PO	58	832.957	34	Liquid	Note 2	4.95E+04	1.74E+05	1.56E+03	1.15E+05	7.02E+02	449
Styrene (Aromatic)	104	683.986	145	Liquid	Note 2	8.93E+04	2.15E+05	7.72E+02	9.99E+04	2.44E+03	490
EEA	132	977.123	156	Liquid	Note 2	1.06E+05	2.40E+05	6.59E+02	1.50E+05	1.97E+03	379

**Table 4.2M – Properties of the Representative Fluids Used in Level 1 Consequence Analysis**

Fluid	MW	Liquid Density (kg/m <sup>3</sup> )	NBP (°C)	Ambient State	Ideal Gas Specific Heat Eq.	C <sub>p</sub>					Auto-Ignition Temp. (°C)
						Ideal Gas Constant <i>A</i>	Ideal Gas Constant <i>B</i>	Ideal Gas Constant <i>C</i>	Ideal Gas Constant <i>D</i>	Ideal Gas Constant <i>E</i>	
EE	90	929.068	135	Liquid	Note 2	3.25E+04	3.00E+05	1.17E+03	2.08E+05	4.73E+02	235
EG	62	1105.270	197	Liquid	Note 2	6.30E+04	1.46E+05	1.67E+03	9.73E+04	7.74E+02	396
EO	44	881.013	11	Gas	Note 2	3.35E+04	1.21E+05	1.61E+03	8.24E+04	7.37E+02	429
Pyrophoric	149	734.012	184	Liquid	Note 1	-8.5	1.01E+00	-5.56E-04	1.18E-07	N/A	Note 3
<p>Notes:</p> <p>6. <math>C_p = A + BT + CT^2 + DT^3</math> with <math>T</math> in °K, units for <math>C_p</math> are J/kmol-°K</p> <p>7. <math>C_p = A + B \left( \frac{\frac{C}{T}}{\sinh \left[ \frac{C}{T} \right]} \right)^2 + D \left( \frac{\frac{E}{T}}{\cosh \left[ \frac{E}{T} \right]} \right)^2</math> with <math>T</math> in °K, units for <math>C_p</math> are J/kmol-°K</p> <p>8. <math>C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4</math> with <math>T</math> in °K, units for <math>C_p</math> are J/kmol-°K</p> <p>9. Pyrophoric materials, by definition, auto-ignite and therefore, a very low value for the AIT is assumed.</p>											

**Table 4.3 – Level 1 Guidelines for Determining the Phase of a Fluid**

Phase of Fluid at Normal Operating (Storage) Conditions	Phase of Fluid at Ambient (after release) Conditions	Determination of Final Phase for Consequence Calculation
Gas	Gas	model as gas
Gas	Liquid	model as gas
Liquid	Gas	model as gas <i>unless</i> the fluid boiling point at ambient conditions is greater than 80°F, then model as a liquid
Liquid	Liquid	model as liquid

**Table 4.4 – Release Hole Sizes and Areas Used in Level 1 and 2 Consequence Analyses**

Release Hole Number	Release Hole Size	Range of Hole Diameters (inch)	Release Hole Diameter, $d_n$ (inch)
1	Small	0 – ¼	$d_1 = 0.25$
2	Medium	> ¼ – 2	$d_2 = 1$
3	Large	> 2 – 6	$d_3 = 4$
4	Rupture	> 6	$d_4 = \min [D, 16]$

**Table 4.4M – Release Hole Sizes and Areas Used in Level 1 and 2 Consequence Analyses**

Release Hole Number	Release Hole Size	Range of Hole Diameters (mm)	Release Hole Diameter, $d_n$ (mm)
1	Small	0 – 6.4	$d_1 = 6.4$
2	Medium	> 6.4 – 51	$d_2 = 25$
3	Large	> 51 – 152	$d_3 = 102$
4	Rupture	> 152	$d_4 = \min[D, 406]$

**Table 4.5 – Detection and Isolation System Rating Guide**

Type of Detection System	Detection Classification
Instrumentation designed specifically to detect material losses by changes in operating conditions (i.e., loss of pressure or flow) in the system.	A
Suitably located detectors to determine when the material is present outside the pressure-containing envelope.	B
Visual detection, cameras, or detectors with marginal coverage.	C
Type of Isolation System	Isolation Classification
Isolation or shutdown systems activated directly from process instrumentation or detectors, with no operator intervention.	A
Isolation or shutdown systems activated by operators in the control room or other suitable locations remote from the leak.	B
Isolation dependent on manually-operated valves.	C

**Table 4.6 – Adjustments to Release Based on Detection and Isolation Systems**

System Classifications		Release Magnitude Adjustment	Reduction Factor, $fact_{di}$
Detection	Isolation		
A	A	Reduce release rate or mass by 25%	0.25
A	B	Reduce release rate or mass by 20%	0.20
A or B	C	Reduce release rate or mass by 10%	0.10
B	B	Reduce release rate or mass by 15%	0.15
C	C	No adjustment to release rate or mass	0.00

**Table 4.7 – Leak Durations Based on Detection and Isolation Systems**

Detection System Rating	Isolation System Rating	Maximum Leak Duration, $ld_{max}$
A	A	20 minutes for 1/4 inch leaks 10 minutes for 1 inch leaks 5 minutes for 4 inch leaks
A	B	30 minutes for 1/4 inch leaks 20 minutes for 1 inch leaks 10 minutes for 4 inch leaks
A	C	40 minutes for 1/4 inch leaks 30 minutes for 1 inch leaks 20 minutes for 4 inch leaks
B	A or B	40 minutes for 1/4 inch leaks 30 minutes for 1 inch leaks 20 minutes for 4 inch leaks
B	C	1 hour for 1/4 inch leaks 30 minutes for 1 inch leaks 20 minutes for 4 inch leaks
C	A, B or C	1 hour for 1/4 inch leaks 40 minutes for 1 inch leaks 20 minutes for 4 inch leaks

**]Table 4.7M – Leak Durations Based on Detection and Isolation Systems**

Detection System Rating	Isolation System Rating	Maximum Leak Duration, $ld_{max}$
A	A	20 minutes for 6.4 mm leaks 10 minutes for 25 mm leaks 5 minutes for 102 mm leaks
A	B	30 minutes for 6.4 mm leaks 20 minutes for 25 mm leaks 10 minutes for 102 mm leaks
A	C	40 minutes for 6.4 mm leaks 30 minutes for 25 mm leaks 20 minutes for 102 mm leaks
B	A or B	40 minutes for 6.4 mm leaks 30 minutes for 25 mm leaks 20 minutes for 102 mm leaks
B	C	1 hour for 6.4 mm leaks 30 minutes for 25 mm leaks 20 minutes for 102 mm leaks
C	A, B or C	1 hour for 6.4 mm leaks 40 minutes for 25 mm leaks 20 minutes for 102 mm leaks

**Table 4.8 – Component Damage Flammable Consequence Equation Constants**

Fluid	Continuous Releases Constants								Instantaneous Releases Constants							
	Auto-Ignition Not Likely (CAINL)				Auto-Ignition Likely (CAIL)				Auto-Ignition Not Likely (IAINL)				Auto-Ignition Likely (IAIL)			
	Gas		Liquid		Gas		Liquid		Gas		Liquid		Gas		Liquid	
	<i>a</i>	<i>b</i>	<i>a</i>	<i>b</i>	<i>a</i>	<i>b</i>	<i>a</i>	<i>b</i>	<i>a</i>	<i>b</i>	<i>a</i>	<i>b</i>	<i>a</i>	<i>b</i>	<i>a</i>	<i>b</i>
C <sub>1</sub> -C <sub>2</sub>	43.0	0.98			280.0	0.95			41.0	0.67			1079	0.62		
C <sub>3</sub> -C <sub>4</sub>	49.48	1.00			313.6	1.00			27.96	0.72			522.9	0.63		
C <sub>5</sub>	25.17	0.99	536.0	0.89	304.7	1.00			13.38	0.73	1.49	0.85	275.0	0.61		
C <sub>6</sub> -C <sub>8</sub>	29.0	0.98	182.0	0.89	312.4	1.00	525.0	0.95	13.98	0.66	4.35	0.78	275.7	0.61	57.0	0.55
C <sub>9</sub> -C <sub>12</sub>	12.0	0.98	130.0	0.90	391.0	0.95	560.0	0.95	7.1	0.66	3.3	0.76	281.0	0.61	6.0	0.53
C <sub>13</sub> -C <sub>16</sub>			64.0	0.90			1023	0.92			0.46	0.88			9.2	0.88
C <sub>17</sub> -C <sub>25</sub>			20.0	0.90			861.0	0.92			0.11	0.91			5.6	0.91
C <sub>25</sub> +			11.0	0.91			544.0	0.90			0.03	0.99			1.4	0.99
H <sub>2</sub>	64.5	0.992			420.0	1.00			61.5	0.657			1430	0.618		
H <sub>2</sub> S	32.0	1.00			203.0	0.89			148.0	0.63			357.0	0.61		
HF																
Aromatics	17.87	1.097	103.0	1.00	374.5	1.055			11.46	0.667	70.12	1.00	512.6	0.713	701.2	1.00
Styrene	17.87	1.097	103.0	1.00	374.5	1.055			11.46	0.667	70.12	1.00	512.6	0.713	701.2	1.00
CO	0.107	1.752							69.68	0.667						
DEE	39.84	1.134	737.4	1.106	320.7	1.033	6289	0.649	155.7	0.667	5.105	0.919			5.672	0.919
Methanol	0.026	0.909	1751	0.934					28.11	0.667	1.919	0.900				
PO	14.62	1.114	1295	0.960					65.58	0.667	3.404	0.869				
EEA	0.002	1.035	117.0	1.00					8.014	0.667	69.0	1.00				
EE	12.62	1.005	173.1	1.00					38.87	0.667	72.21	1.00				
EG	7.721	0.973	108.0	1.00					6.525	0.667	69.0	1.00				
EO	31.03	1.069							136.3	0.667						
Pyrophoric	12.0	0.98	130.0	0.90	391.0	0.95	560.0	0.95	7.1	0.66	3.3	0.76	281.0	0.61	6.0	0.53

**Table 4.8M – Component Damage Flammable Consequence Equation Constants**

Fluid	Continuous Releases Constants								Instantaneous Releases Constants							
	Auto-Ignition Not Likely (CAINL)				Auto-Ignition Likely (CAIL)				Auto-Ignition Not Likely (IAINL)				Auto-Ignition Likely (IAIL)			
	Gas		Liquid		Gas		Liquid		Gas		Liquid		Gas		Liquid	
	<i>a</i>	<i>b</i>	<i>a</i>	<i>b</i>	<i>a</i>	<i>b</i>	<i>a</i>	<i>b</i>	<i>a</i>	<i>b</i>	<i>a</i>	<i>b</i>	<i>a</i>	<i>b</i>	<i>a</i>	<i>b</i>
C <sub>1</sub> -C <sub>2</sub>	8.669	0.98			55.13	0.95			6.469	0.67			163.7	0.62		
C <sub>3</sub> -C <sub>4</sub>	10.13	1.00			64.23	1.00			4.590	0.72			79.94	0.63		
C <sub>5</sub>	5.115	0.99	100.6	0.89	62.41	1.00			2.214	0.73	0.271	0.85	41.38	0.61		
C <sub>6</sub> -C <sub>8</sub>	5.846	0.98	34.17	0.89	63.98	1.00	103.4	0.95	2.188	0.66	0.749	0.78	41.49	0.61	8.180	0.55
C <sub>9</sub> -C <sub>12</sub>	2.419	0.98	24.60	0.90	76.98	0.95	110.3	0.95	1.111	0.66	0.559	0.76	42.28	0.61	0.848	0.53
C <sub>13</sub> -C <sub>16</sub>			12.11	0.90			196.7	0.92			0.086	0.88			1.714	0.88
C <sub>17</sub> -C <sub>25</sub>			3.785	0.90			165.5	0.92			0.021	0.91			1.068	0.91
C <sub>25</sub> +			2.098	0.91			103.0	0.90			0.006	0.99			0.284	0.99
H <sub>2</sub>	13.13	0.992			86.02	1.00			9.605	0.657			216.5	0.618		
H <sub>2</sub> S	6.554	1.00			38.11	0.89			22.63	0.63			53.72	0.61		
HF																
Aromatics	3.952	1.097	21.10	1.00	80.11	1.055			1.804	0.667	14.36	1.00	83.68	0.713	143.6	1.00
Styrene	3.952	1.097	21.10	1.00	80.11	1.055			1.804	0.667	14.36	1.00	83.68	0.713	143.6	1.00
CO	0.040	1.752							10.97	0.667						
DEE	9.072	1.134	164.2	1.106	67.42	1.033	976.0	0.649	24.51	0.667	0.981	0.919			1.090	0.919
Methanol	0.005	0.909	340.4	0.934					4.425	0.667	0.363	0.900				
PO	3.277	1.114	257.0	0.960					10.32	0.667	0.629	0.869				
EEA	0	1.035	23.96	1.00					1.261	0.667	14.13	1.00				
EE	2.595	1.005	35.45	1.00					6.119	0.667	14.79	1.00				
EG	1.548	0.973	22.12	1.00					1.027	0.667	14.13	1.00				
EO	6.712	1.069							21.46	0.667						
Pyrophoric	2.419	0.98	24.60	0.90	76.98	0.95	110.3	0.95	1.111	0.66	0.559	0.76	42.28	0.61	0.848	0.53



**Table 4.9 – Personnel Injury Flammable Consequence Equation Constants**

Fluid	Continuous Releases Constants								Instantaneous Releases Constants							
	Auto-Ignition Not Likely (CAINL)				Auto-Ignition Likely (CAIL)				Auto-Ignition Not Likely (IAINL)				Auto-Ignition Likely (IAIL)			
	Gas		Liquid		Gas		Liquid		Gas		Liquid		Gas		Liquid	
	<i>a</i>	<i>b</i>	<i>a</i>	<i>b</i>	<i>a</i>	<i>b</i>	<i>a</i>	<i>b</i>	<i>a</i>	<i>b</i>	<i>a</i>	<i>b</i>	<i>a</i>	<i>b</i>	<i>a</i>	<i>b</i>
C <sub>1</sub> -C <sub>2</sub>	110.0	0.96			745.0	0.92			79.0	0.67			3100	0.63		
C <sub>3</sub> -C <sub>4</sub>	125.2	1.00			836.7	1.00			57.72	0.75			1769	0.63		
C <sub>5</sub>	62.05	1.00	1545	0.89	811.0	1.00			28.45	0.76	4.34	0.85	959.6	0.63		
C <sub>6</sub> -C <sub>8</sub>	68.0	0.96	516.0	0.89	828.7	1.00	1315	0.92	26.72	0.67	12.7	0.78	962.8	0.63	224.0	0.54
C <sub>9</sub> -C <sub>12</sub>	29.0	0.96	373.0	0.89	981.0	0.92	1401	0.92	13.0	0.66	9.5	0.76	988.0	0.63	20.0	0.54
C <sub>13</sub> -C <sub>16</sub>			183.0	0.89			2850	0.90			1.3	0.88			26.0	0.88
C <sub>17</sub> -C <sub>25</sub>			57.0	0.89			2420	0.90			0.32	0.91			16.0	0.91
C <sub>25</sub> +			33.0	0.89			1604	0.90			0.081	0.99			4.1	0.99
H <sub>2</sub>	165.0	0.933			1117	1.00			118.5	0.652			4193	0.621		
H <sub>2</sub> S	52.0	1.00			375.0	0.94			271.0	0.63			1253	0.63		
HF																
Aromatics	64.14	0.963	353.5	0.883	1344	0.937	487.7	0.268	18.08	0.686	0.14	0.935	512.6	0.713	1.404	0.935
Styrene	64.14	0.963	353.5	0.883	1344	0.937	487.7	0.268	18.08	0.686	0.14	0.935	512.6	0.713	1.404	0.935
CO	27.0	0.991							105.3	0.692						
DEE	128.1	1.025	971.9	1.219	1182	0.997	2658	0.864	199.1	0.682	47.13	0.814	821.7	0.657	52.36	0.814
Methanol	0.016	1.008	4484	0.902					37.71	0.688	6.255	0.871				
PO	38.76	1.047	1955	0.840					83.68	0.682	15.21	0.834				
EEA	0.017	0.946	443.1	0.835					11.41	0.687	0.153	0.924				
EE	35.56	0.969	46.56	0.800					162.0	0.660	0.152	0.927				
EG	25.67	0.947	324.7	0.869					8.971	0.687	0.138	0.922				
EO	49.43	1.105							220.8	0.665						
Pyrophoric	29.0	0.96	373.0	0.89	981.0	0.92	1401	0.92	13.0	0.66	9.5	0.76	988.0	0.63	20.0	0.54

**Table 4.9M – Personnel Injury Flammable Consequence Equation Constants**

Fluid	Continuous Releases Constants								Instantaneous Releases Constants							
	Auto-Ignition Not Likely (CAINL)				Auto-Ignition Likely (CAIL)				Auto-Ignition Not Likely (IAINL)				Auto-Ignition Likely (IAIL)			
	Gas		Liquid		Gas		Liquid		Gas		Liquid		Gas		Liquid	
	<i>a</i>	<i>b</i>	<i>a</i>	<i>b</i>	<i>a</i>	<i>b</i>	<i>a</i>	<i>b</i>	<i>a</i>	<i>b</i>	<i>a</i>	<i>b</i>	<i>a</i>	<i>b</i>	<i>a</i>	<i>b</i>
C <sub>1</sub> -C <sub>2</sub>	21.83	0.96			143.2	0.92			12.46	0.67			473.9	0.63		
C <sub>3</sub> -C <sub>4</sub>	25.64	1.00			171.4	1.00			9.702	0.75			270.4	0.63		
C <sub>5</sub>	12.71	1.00	290.1	0.89	166.1	1.00			4.820	0.76	0.790	0.85	146.7	0.63		
C <sub>6</sub> -C <sub>8</sub>	13.49	0.96	96.88	0.89	169.7	1.00	252.8	0.92	4.216	0.67	2.186	0.78	147.2	0.63	31.89	0.54
C <sub>9</sub> -C <sub>12</sub>	5.755	0.96	70.03	0.89	188.6	0.92	269.4	0.92	2.035	0.66	1.609	0.76	151.0	0.63	2.847	0.54
C <sub>13</sub> -C <sub>16</sub>			34.36	0.89			539.4	0.90			0.242	0.88			4.843	0.88
C <sub>17</sub> -C <sub>25</sub>			10.70	0.89			458.0	0.90			0.061	0.91			3.052	0.91
C <sub>25</sub> +			6.196	0.89			303.6	0.90			0.016	0.99			0.833	0.99
H <sub>2</sub>	32.05	0.933			228.8	1.00			18.43	0.652			636.5	0.621		
H <sub>2</sub> S	10.65	1.00			73.25	0.94			41.43	0.63			191.5	0.63		
HF																
Aromatics	12.76	0.963	66.01	0.883	261.9	0.937	56.00	0.268	2.889	0.686	0.027	0.935	83.68	0.713	0.273	0.935
Styrene	12.76	0.963	66.01	0.883	261.9	0.937	56.00	0.268	2.889	0.686	0.027	0.935	83.68	0.713	0.273	0.935
CO	5.491	0.991							16.91	0.692						
DEE	26.76	1.025	236.7	1.219	241.5	0.997	488.9	0.864	31.71	0.682	8.333	0.814	128.3	0.657	9.258	0.814
Methanol	0	1.008	849.9	0.902					6.035	0.688	1.157	0.871				
PO	8.239	1.047	352.8	0.840					13.33	0.682	2.732	0.834				
EEA	0	0.946	79.66	0.835					1.825	0.687	0.030	0.924				
EE	7.107	0.969	8.142	0.800					25.36	0.660	0.029	0.927				
EG	5.042	0.947	59.96	0.869					1.435	0.687	0.027	0.922				
EO	11.00	1.105							34.70	0.665						
Pyrophoric	5.755	0.96	70.03	0.89	188.6	0.92	269.4	0.92	2.035	0.66	1.609	0.76	151.0	0.63	2.847	0.54

**Table 4.10 – Adjustments to Flammable Consequence for Mitigation Systems**

Mitigation System	Consequence Area Adjustment	Consequence Area Reduction Factor, $fact_{mit}$
Inventory blowdown, coupled with isolation system classification B or higher	Reduce consequence area by 25%	0.25
Fire water deluge system and monitors	Reduce consequence area by 20%	0.20
Fire water monitors only	Reduce consequence area by 5%	0.05
Foam spray system	Reduce consequence area by 15%	0.15

**Table 4.11 – Gas Release Toxic Consequence Equation Constants for HF Acid and H<sub>2</sub>S**

Continuous Releases Duration (minutes)	HF Acid		H <sub>2</sub> S	
	$c$	$d$	$c$	$d$
5	1.1401	3.5683	1.2411	3.9686
10	1.1031	3.8431	1.2410	4.0948
20	1.0816	4.1040	1.2370	4.238
40	1.0942	4.3295	1.2297	4.3626
60	1.1031	4.4576	1.2266	4.4365
<b>Instantaneous Releases</b>	1.4056	33,606	0.9674	2.7840

**Table 4.12 – Gas Release Toxic Consequence Equation Constants for Ammonia and Chlorine**

Continuous Releases Duration (minutes)	Ammonia		Chlorine	
	$e$	$f$	$e$	$f$
5	2,690	1.183	15,150	1.097
10	3,581	1.181	15,934	1.095
15	4,459	1.180	17,242	1.092
20	5,326	1.178	19,074	1.089
25	6,180	1.176	21,430	1.085
30	7,022	1.174	24,309	1.082
35	7,852	1.172	27,712	1.077
40	8,669	1.169	31,640	1.072
45	9,475	1.166	36,090	1.066
50	10,268	1.161	41,065	1.057
55	11,049	1.155	46,564	1.046
60	11,817	1.145	52,586	1.026
<b>Instantaneous Releases</b>	14.171	0.9011	14.976	1.177

## TENTANG PENULIS



"Allah Tidak akan merubah keadaan kita, Kecuali kita sendiri yang mengubahnya", Prinsip hidup yang selalu dipegang teguh oleh penulis untuk bisa terus maju dan menghasilkan karya yang bisa bermanfaat untuk orang lain. Semangat inilah yang membuat skripsi dengan judul "*Analisa Penjadwalan Program Inspeksi pressure Relief Device (PRD) dengan metode Risk Based Inspection API 581 pada Central Processing Plant Sistem Production Gas Separator*" akhirnya bisa terselesaikan.

Penulis dilahirkan di Banyuwangi pada tanggal 1 September 1997 sebagai anak pertama dari 2 Bersaudara. Penulis telah menempuh pendidikan formal yaitu di SDN 2 Bumiharjo, SMP Negeri 2 Genteng dan SMA Negeri 1 Genteng.

Pada tahun 2014, Penulis diterima sebagai mahasiswa di Departemen Teknik Sistem Perkapalan FTK-ITS melalui jalur Seleksi Bersama Masuk Perguruan Tinggi Negeri (SBMPTN) dan sejak itu pula hingga menyelesaikan studinya, Penulis menjalani kuliah dengan dukungan beasiswa BIDIKMISI.

Semasa kuliah Penulis aktif di beberapa kegiatan non-akademis maupun akademis, antara lain sebagai Pemandu Samudera 8 FTK-ITS periode 2015-2017, *Organizing Committee* Gerigi ITS tahun 2015 dan menjabat sebagai Grader praktikum Mesin Fluida pada Laboratorium *Marine and Machinery System* DTSP pada tahun ajaran 2017/2018.

Masa akhir kuliah di Institut Teknologi Sepuluh Nopember penulis habiskan sebagai *Junior Engineer* Proyek Manajemen dan perawatan asset pada *oil and gas plant* dibawah bimbingan salah satu dosen ITS dan sebagai anggota Laboratorium Operasi dan Perawatan DTSP hingga akhirnya Penulis dapat menyelesaikan skripsinya pada bidang *Marine Operation and Management (MOM)*.